



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember

TUGAS AKHIR - TM141585

STUDI NUMERIK PENGARUH PERUBAHAN MASS FLOW DARI SECONDARY AIR TERHADAP KARAKTERISTIK CIRCULATING FLUIDIZED BED BOILER

AHMAD TARMIZI
2113100149

DOSEN PEMBIMBING
Dr. BAMBANG SUDARMANTA, ST. MT.

JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2017



TUGAS AKHIR - TM141585

**STUDI NUMERIK PENGARUH PERUBAHAN
MASS FLOW DARI SECONDARY AIR
TERHADAP KARAKTERISTIK CIRCULATING
FLUIDIZED BED BOILER**

AHMAD TARMIZI
2113100149

DOSEN PEMBIMBING
Dr. BAMBANG SUDARMANTA, ST. MT.

PROGRAM SARJANA
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2017



FINAL PROJECT - TM141585

NUMERICAL STUDY EFFECT OF SECONDARY AIR MASS FLOW TO CHARACTERISTICS OF CIRCULATING FLUIDIZED BED BOILER

AHMAD TARMIZI
2113100149

ADVISORY LECTURER
Dr. BAMBANG SUDARMANTA, ST. MT.

BACHELOR PROGRAM
DEPARTMENT OF MECHANICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA 2017

**STUDI NUMERIK PENGARUH PERUBAHAN MASS
FLOW DARI SECONDARY AIR TERHADAP
KARAKTERISTIK CIRCULATING FLUIDIZED BED
BOILER**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Departemen Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

AHMAD TARMIZI

NRP. 2113 100 149

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT (Pembimbing)
(NIP. 197301161997021001)
2. Bambang Arip D, ST, M.Eng, PhD (Penguji I)
(NIP. 197804012002121001)
3. Giri Nugroho, ST, MSc (Penguji II)
(NIP. 197910292012121002)

SURABAYA

JULI, 2017

STUDI NUMERIK PENGARUH PERUBAHAN MASS FLOW DARI *SECONDARY AIR* TERHADAP KARAKTERISTIK *CIRCULATING FLUIDIZED BED* *BOILER*

Nama Mahasiswa : Ahmad Tarmizi
NRP : 2113100149
Jurusan : Teknik Mesin FTI-ITS
Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT

ABSTRAK

Konsumsi energi listrik di Indonesia terus meningkat seiring dengan meningkatnya perekonomian nasional. Dengan adanya peningkatan ini, maka diperlukan pula peningkatan efisiensi sekaligus kehandalan dari pembangkit listrik yang beroperasi. Salah satu komponen penting yang mempengaruhi kinerja dari suatu pembangkit adalah boiler. Pada PLTU Bangka, boiler yang dioperasikan merupakan jenis Circulating Fluidized Bed Boiler (CFBB). Dengan adanya karakteristik melayang dari CFB boiler, boiler jenis ini memungkinkan untuk melakukan proses pembakaran dengan batubara rank rendah. Selain itu, dengan adanya partikel panas yang terus bersikulasi, membuat proses perpindahan panas pada boiler akan lebih efisien. Pada CFB boiler, jumlah dari secondary air yang masuk ke boiler berpengaruh terhadap karakteristik dari aliran di dalam boiler. Perubahan jumlah secondary air ini dapat berpengaruh terhadap karakteristik aliran fluida dalam boiler dan proses pembakaran.

Penelitian ini dilakukan dengan pemodelan dengan menggunakan perangkat lunak Computational Fluid Dynamics (CFD) untuk mensimulasikan pembakaran dengan perubahan jumlah secondary air. Nilai secondary air yang digunakan adalah empat variasi, yaitu AFR 3.52 (keadaan aktual), AFR 5.46, AFR 7.40 , dan AFR 9.34. Data yang digunakan pada penelitian ini adalah berdasarkan kondisi aktual PLTU Bangka pada beban 22,5 MW atau 75% MCR (maximum continous rate). Data yang

digunakan pada simulasi berupa primary air, secondary air, udara carrier, outlet, batubara, dan sand material sesuai dengan kondisi operasi dari PLTU Bangka. Pembuatan geometri, meshing dan penentuan domain dilakukan dengan perangkat lunak Gambit 2.4.6. Sedangkan simulasi numerik dilakukan dengan perangkat lunak Ansys Fluent 16.2. Model yang digunakan pada simulasi ini adalah multiphase eulerian, model k- ϵ standard, model pembakaran species transport, dan discrete phase model (DPM).

Hasil dari simulasi menunjukkan bahwa nilai dari secondary air akan mempengaruhi proses fluidisasi maupun pembakaran yang terjadi pada boiler. Dalam segi aliran fluida, dengan meningkatnya nilai dari secondary air akan mempengaruhi kecepatan superficial yang ada pada boiler. Mass flow secondary air yang besar, yakni pada AFR 7.40 dan AFR 9.34 dapat membuat distribusi sand particle menjadi tidak merata. Selain itu, nilai dari secondary air juga akan berdampak pada banyaknya pasir yang akan terangkat ke bagian upper furnace dan ke daerah cyclone. Dengan nilai secondary air terbesar, yakni $\dot{m} = 33.15 \text{ kg/s}$ atau AFR 9.34, kecepatan superficial yang dihasilkan cukup besar dan volume pasir terangkat relatif lebih banyak dibandingkan dengan variasi lain. Dengan nilai AFR 9.34, membuat equivalence ratio (ϕ) akan bernilai 1.02, yakni di atas nilai dari equivalence ratio (ϕ) pada CFB yang umumnya sebesar 0.83 hingga 0.90. Pada keadaan ini, suhu boiler sekitar 850°C .

Kata kunci : studi numerik, perubahan mass flow secondary air, karakteristik CFB, PLTU Bangka, pembakaran batubara

NUMERICAL STUDY EFFECT OF SECONDARY AIR MASS FLOW TO CHARACTERISTICS OF CIRCULATING FLUIDIZED BED BOILER

Name : Ahmad Tarmizi
NRP : 2113100149
Department : Mechanical Engineering FTI-ITS
Advisor : Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT

ABSTRACT

Electricity consumption in Indonesia continues to increase along with the increasement of national economy. With this increasement, it is also necessary to improve the efficiency and reliability of power plant, so the operation of power plant can fulfil energy necessary. One important component affecting the performance of a plant is the boiler. At Bangka Steam Power Plant (PLTU Bangka), the type of boiler that operate is Circulating Fluidized Bed Boiler (CFBB). With the floating characteristics of CFB boilers, this type of boiler makes it possible to carry out combustion processes with low rank coal. In addition, with the presence of hot particles that continue to circulate, making the process of heat transfer in the boiler will be more efficient. In CFB boilers, the amount of secondary water entering the boiler affects the characteristics of the flow inside the boiler. Changes in the amount of secondary water can affect the fluid flow characteristics in the boiler and the combustion process. These characteristics can be analyzed with the distribution of temperature, pressure, and velocity profile in the boiler.

This research was conducted by modeling using Computational Fluid Dynamics (CFD) software to simulate combustion with secondary water quantity change. The secondary water values used are four variations, there are; AFR 3.52 (actual state), AFR 5.46, AFR 7.40 , dan AFR 9.34. The data used in this research is based on the actual condition of Bangka Steam Power Plant at 22.5 MW or 75% MCR (maximum continous rate). The

data used in the simulation are primary air, secondary air, outlet flue gas, coal, and sand material in accordance with the operating conditions of the Bangka Steam Power Plant. Geometry, meshing and domain assignment is done with Gambit 2.4.6 software, while the numerical simulation is done with Ansys Fluent 16.2 software. The models used in this simulation are multiphase eulerian, k- ϵ standard model, species transport combustion model, and discrete phase model (DPM).

The results of the simulation show that the value of secondary water will affect the fluidization process and combustion that occurs in the boiler. In terms of fluid flow, the increased value of secondary water will affect the superficial velocity of the boiler. Mass flow of large secondary water, at AFR 7.40 and AFR 9.34 can make the distribution of sand particles uneven. In addition, the value of secondary water will also affect the amount of sand that will be lifted to the upper furnace and to the cyclone area. With the highest secondary water value, $\dot{m} = 33.15$ kg/s or AFR 9.34, the superficial velocity generated is quite large and the volume of sand is raised relatively high compared to other variations. With AFR 9.34, the equivalence ratio (φ) will be worth 1.02, above the equivalence ratio (φ) of the CFB, which is generally 0.83 to 0.90. In this state, the boiler temperature is around 850°C.

Key words : numerical study, mass flow of secondary air effect, CFB characteristics, PLTU Bangka, coal combustion

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT, Tuhan semesta alam yang selalu memberi kasih sayang tiada tara pada penulis hingga mampu menyelesaikan tugas akhir ini. Penulis sangat menyadari bahwa keberhasilan dalam penulisan tugas akhir ini tak lepas dari dukungan dan bantuan berbagai pihak.

Melalui kesempatan ini penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada pihak-pihak yang telah banyak membantu dan mendukung baik secara moril maupun materil dalam proses penyelesaian tugas akhir ini, antara lain:

1. Kedua orang tua tercinta, Muhammad Nadjmuddin dan Erma Lina, serta semua keluargaku tersayang yang senantiasa memberi dukungan dan doa hingga penulis bisa menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan saran, motivasi, dan ilmu yang sangat bermanfaat bagi penulis. Terima kasih atas kesabarannya selama membimbing penulis.
3. Bapak Ir. Bambang Pramujati, MSc. Eng. PhD selaku Kepala Jurusan Teknik Mesin yang telah memberikan motivasi dan dukungan fasilitas kepada penulis untuk segera menyelesaikan studinya.
4. Bapak Bambang Arip D, ST, M.Eng, PhD dan bapak Giri Nugroho, ST, MSc. selaku dosen penguji tugas akhir penulis serta atas saran-saran yang telah diberikan.
5. Bapak Achmad Syaifudin, PhD selaku dosen wali penulis, terima kasih atas kebaikan, perhatian, dan saran-saran yang telah bapak berikan selama ini.
6. Seluruh dosen dan karyawan jurusan Teknik Mesin ITS, yang telah memberikan banyak sekali dukungan selama penulis berkuliah, baik di bidang akademik maupun non-akademik.

7. Rekan satu tim tugas akhir penulis, Rizki M Wijayanto, Ahmad Obrain G, dan Bayu Adi Muliawan yang selalu memberikan dukungan, bantuan dan kerja sama dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
8. Sahabat penulis dan saudara seperjuangan M56, terima kasih atas cerita dan motivasinya yang selalu memberikan inspirasi dan semangat penulis untuk selalu menjadi lebih maju.
9. Teman-teman ITS Robotic Team, terima kasih atas persahabatan, pelajaran, dan pengalaman yang berharga selama menjadi pengurus.
10. Teman-teman lab Perpindahan Panas dan Sahabat Perpan, Hiro, Alim, Rini, Arin, Mail, Fandi, Cristo, Rei, Ridho, Alija, Nana, terima kasih atas doa dan dukungannya.
11. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan oleh penulis.

Penulis menyadari masih banyak kekurangan dalam penyusunan tugas akhir ini, oleh karena itu saran dan masukan dari semua pihak sangat penulis harapkan. Penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat dan sumbangsih bagi perkembangan ilmu pengetahuan.

Surabaya, Juli 2013

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	i
ABSTRACT	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL	xi
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Masalah.....	1
1.2 Perumusan Masalah.....	4
1.3 Batasan Masalah.....	5
1.4 Tujuan Penelitian.....	5
1.5 Manfaat Penelitian.....	5
1.6 Sistematika Penulisan.....	6
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1 Tinjauan Terdahulu	7
2.1.1 Penelitian oleh Nan Zhang dkk	10
2.1.2 Penelitian oleh Kumar dan Pandey.....	10
2.2 Dasar Teori	14
2.2.1 Definisi Bahan Bakar	15
2.2.2 Batubara.....	15
2.2.3 PLTU Berbahan Bakar Batubara.....	19
2.2.4 Prinsip Dasar Pembakaran.....	21
2.2.5 Mekanisme Pembakaran Batubara	25
2.2.6 Boiler.....	26
2.2.7 Circulating Fluidized Bed Combustion..	28
2.2.8 Emisi Pembakaran	32
2.2.9 Simulasi Pembakaran Batubara.....	34

BAB 3 METODOLOGI	37
3.1 Objek Penelitian	37
3.2 Tahapan Penelitian	37
3.3 Flowchart Penelitian.....	38
3.4 Tahapan Pemodelan dan Simulasi.....	39
3.4.1 Pre-processing	39
3.4.2 Processing.....	41
3.4.3 Post-processing.....	47
3.5 Rancangan Penelitian	50
BAB 4 ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN.....	51
4.1 Analisa Aliran Fluida pada Boiler.....	52
4.1.1 Analisa Aliran Fluida dari Primary Air ..	52
4.1.2 Analisa Aliran Fluida dari Secondary Air	53
4.2 Analisa pada Proses Fluidisasi	55
4.2.1 Analisa Kecepatan dari Udara	55
4.2.2 Analisa Tekanan pada Boiler	58
4.2.3 Analisa Distribusi Sand Particle terhadap	
Perubahan Waktu	62
4.3 Analisa Erosi di Boiler	68
4.3.1 Analisa Volume Fraction dari Sand	
Particle	68
4.3.2 Analisa Kecepatan Pergerakan dari Sand	
Particle.....	71
4.4 Analisa Aliran Proses Pembakaran	74
BAB 5 PENUTUP	79
3.1 Kesimpulan.....	79
3.2 Saran.....	80
DAFTAR PUSTAKA	81
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Gambar geometri yang dibuat	8
Gambar 2.2	Gambar dari kontur fraksi volume (a) potongan vertikal (b) potongan horintal	9
Gambar 2.3	Gambar dari kontur fraksi volume di dinding boiler (a) pada 28,9 s (b) 38,7 s	10
Gambar 2.4	Efek dari SAR dan lokasinya terhadap distribusi temperatur sepanjang combustor untuk co-combustor pada Bursa-Orhaneli lignite dengan 30% wt. woodchips (C-WC-1)	12
Gambar 2.5	Efek dari SAR dan lokasinya terhadap distribusi temperatur pada return leg untuk co-cobustor pada Bursa-Orhaneli lignite dengan 30% wt. woodchips (C-WC-1).....	13
Gambar 2.6	Efek dari SAR terhadap emisi CO berdasarkan temperatur outlet cyclone terhadap co-combustion pada Bursa-Orhaneli lignite dengan 30% wt. woodchips (C-WC-1).....	13
Gambar 2.7	Gambar skema suatu ketel uap PLTU berbahan bakar batubara.....	20
Gambar 2.8	Gambar mekanisme pembakaran.....	24
Gambar 2.9	Gambar tahapan pembakaran dari batubara.....	26
Gambar 2.10	Pembagian daerah operasi dari beberapa jenis boiler.....	29
Gambar 2.11	Gambar pembangkit listrik CFBC	31
Gambar 2.12	Efek temperatur pembakaran terhadap efisiensi penangkapan sulfur.....	33
Gambar 2.13	Pengaruh rasio excess air terhadap emisi nitrogen oksida yang dihasilkan.....	34
Gambar 3.1	Geometri dari boiler yang dibuat.....	40

Gambar 3.2	<i>Meshing</i> pada <i>boiler</i> bagian bawah	41
Gambar 3.3	<i>Meshing</i> pada bagian atas <i>boiler</i>	41
Gambar 3.4	Gambar potongan melintang <i>boiler</i> pada ketinggian tertentu	47
Gambar 3.5	Gambar potongan <i>plane x</i> dan <i>plane z</i> untuk mengambil kontur.....	49
Gambar 4.1	<i>Pathline</i> dari <i>primary air</i> hasil dari simulasi	52
Gambar 4.2	<i>Pathline</i> dari <i>secondary air</i> pada <i>boiler</i>	54
Gambar 4.3	Kontur kecepatan <i>superficial</i> dari udara masing-masing variasi	56
Gambar 4.4	Grafik kecepatan <i>superficial</i> udara terhadap ketinggian <i>boiler</i>	57
Gambar 4.5	Kontur dari distribusi tekanan statis.....	59
Gambar 4.6	Grafik tekanan terhadap ketinggian <i>boiler</i>	60
Gambar 4.7	Kontur <i>volume fraction</i> dari <i>sand particle</i> pada <i>plane-x</i>	62
Gambar 4.8	Grafik <i>volume fraction</i> pasir terhadap ketinggian <i>boiler</i>	66
Gambar 4.9	Kontur <i>volume fraction</i> dari <i>sand particle</i> pada <i>plane-xy</i>	68
Gambar 4.10	Kontur <i>volume fraction</i> dari <i>sand particle</i> pada ketinggian <i>boiler</i> tertentu.....	70
Gambar 4.11	Kontur kecepatan pasir pada tiap variasi	71
Gambar 4.12	Vektor udara pada beberapa ketinggian <i>boiler</i> ...	73
Gambar 4.13	Kontur temperatur pada <i>plane-x</i> masing-masing variasi	76

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 <i>Proximate</i> dan <i>ultimate analysis</i> Bursa-Orhaneli <i>lignite</i> dan <i>woodchips</i>	11
Tabel 2.2 Tabel klasifikasi batubara pada ASTM D388-12.....	17
Tabel 2.3 Tabel perbandingan karakteristik dari <i>boiler</i>	30
Tabel 3.1 Model yang digunakan dalam simulasi CFB <i>boiler</i> PLTU Belitung	42
Tabel 3.2 <i>Ultimate analysis</i> dan <i>proximate analysis</i> batubara yang digunakan PLTU Belitung	43
Tabel 3.3 <i>Properties</i> batubara pada material CFB <i>boiler</i>	44
Tabel 3.4 <i>Properties</i> yang digunakan pada pasir	44
Tabel 3.5 <i>Boundary condition</i> yang digunakan pada simulasi..	45
Tabel 3.6 Data variasi yang akan digunakan.....	46
Tabel 3.7 Parameter input penelitian.....	50
Tabel 3.8 Parameter output penelitian.....	50
Tabel 4.1 Variasi <i>secondary air</i> yang dilakukan pada simulasi	51
Tabel 4.2 Spesifikasi batu bara pada PLTU Bangka.....	74

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Masalah

Konsumsi energi listrik di Indonesia terus meningkat seiring dengan meningkatnya perekonomian nasional. Penjualan tenaga listrik PLN tahun 2015 sebesar 202.845,82 GWh. Penyediaan tenaga listrik akhir tahun 2015 sebesar 233.981,98 GWh yang terdiri atas produksi tenaga listrik PLN sebesar 176.472,21 GWh dan pembelian sebesar 57.509,77 GWh.[1] Untuk memenuhi kebutuhan energi tersebut, sebagian besar dipenuhi dengan pembangkit listrik. Terdapat beberapa jenis sumber energi dari pembangkit listrik, diantaranya adalah pembangkit listrik *sustainable energy* dan *non-renewable energy*. Pembangkit listrik merupakan bagian dari alat industri yang menggunakan energi yang berada pada bahan bakar untuk menghasilkan energi listrik. Salah satu pembangkit listrik yang paling banyak digunakan adalah pembangkit listrik tenaga uap (PLTU). Energi dari uap yang berupa energi kinetik diubah menjadi energi listrik dengan menggunakan generator.

Umumnya, pembangkit listrik tenaga uap menggunakan bahan bakar batubara. Sekitar 42% energi listrik dunia disuplai dengan energi dari batubara. Batubara merupakan bahan bakar fosil yang mengandung senyawa hidrokarbon. Batubara termasuk ke dalam *non-renewable energy*. Penggunaan batubara pada pembangkit listrik cukup tinggi, dikarenakan ketersediaan dari batubara cukup tinggi, serta listrik yang dihasilkan lebih ekonomis bila dibandingkan dengan *non-renewable energy*. Oleh karena itu, penting untuk dilakukan optimalisasi pada proses pembakaran dari bahan bakar jenis ini.

Boiler pada pembangkit listrik dengan bahan bakar batubara dapat dibagi menjadi 3 jenis, yakni *stocker boiler*, *fluidized-bed boiler* dan *pulverized-fuel boiler*. Pembagian ini dilakukan berdasarkan jenis hamparan yang digunakan pada saat proses pembakaran. *Stocker firing* dibangun untuk membangkitkan

PLTU, hanya terbatas untuk kapasitas di bawah 80 MW dan efisiensi ketel uap yang cukup rendah. *Fluidized-bed firing* merupakan kemajuan teknologi yang dipakai untuk membangun PLTU berkapasitas sampai 200 MW. Sedangkan pada *pulverised fuel firing*, kapasitas dari PLTU dapat sangat bervariasi.[2]

Pada *fluidized-bed combustor*, proses pembakaran berlangsung pada saat campuran bahan bakar, *sorbent*, dan partikel *fuel ash* bergabung dengan *primary air* untuk membentuk aliran turbulen. Gas yang melewati dan melingkupi material padat pada ruang bakar tersebut memungkinkan karakteristik melayang pada ruang bakar. Dengan adanya karakteristik melayang, CFB boiler memungkinkan untuk melakukan proses pembakaran dengan batubara *rank* rendah. Selain itu, dengan adanya partikel panas yang terus bersikulasi, membuat proses perpindahan panas pada boiler akan lebih efisien. Pada CFBB, proses pembakaran terjadi pada campuran batubara dan udara, serta batu kapur. Pada proses pembakaran tersebut, terjadi reaksi kimia dan perpindahan panas yang lebih optimal dibandingkan *pulverized coal combustor* (PCC).

Boiler yang dioperasikan pada PLTU Bangka ini merupakan jenis *Circulating Fluidized Bed Boiler* (CFBB). Proses pembakaran pada *circulating fluidized bed* (CFB) boiler memiliki temperatur yang berkisar 800°C – 900°C. Pada PLTU Bangka, beberapa permasalahan terjadi pada saat pengoperasian boiler. Suhu di dalam boiler dapat mencapai >950°C.[2] Dengan temperatur yang cukup tinggi ini, memungkinkan terbentuknya *slagging* pada beberapa bagian boiler. Pada saat boiler beroperasi, beberapa paramater dapat menjadi indikator jika terjadi *slagging*. Salah satunya adalah tekanan pada *windbox* naik, yaitu lebih besar dari 8,5 kPa. Selain itu, ΔP antara *wind box* dan bagian atas *nozzle* akan lebih dari 0,2 kPa. Jika *slagging* terjadi, maka *mass flow* dari *primary air* akan turun. Untuk mengatasi hal tersebut, pada saat beroperasi maka dilakukan *drain* untuk mengurangi jumlah *sand material*.

Dari beberapa karakteristik tersebut, banyak parameter yang harus diperhatikan agar *boiler* ini dapat beroperasi secara optimal. Beberapa parameter penting di dalam pengoperasian CFD *boiler* berupa *primary air*, *secondary air*, batubara, *bed material*, dan lain-lain.[3] Perubahan dari jumlah *secondary air* dapat berpengaruh terhadap kondisi operasi secara langsung. Fungsi utama dari udara adalah pada proses pembakaran adalah sebagai penyedia oksigen. Pada *secondary air*, udara yang masuk akan digunakan sebagai udara pembakaran. Dengan adanya pemisahan antara *primary air* dan *secondary air*, pada akan dibentuk *staging air* dan temperatur pembakaran akan mengalami perubahan.[4] Temperatur pembakaran dapat mempengaruhi emisi yang dihasilkan (SO_x dan NO_x) dan pembentukan *slagging*. Selain itu, pada CFB *boiler* jumlah *secondary air* yang masuk ke *boiler* dapat berpengaruh terhadap karakteristik dari aliran di dalam *boiler*. Penambahan *secondary air* ini dapat berpengaruh terhadap turbulensi yang terjadi pada proses pembakaran. Dengan adanya perubahan jumlah *secondary air*, maka nilai dari *air fuel ratio* (AFR) juga akan berubah, tanpa mengubah karakteristik fluidisasi pada *boiler*.

Untuk meningkatkan kehandalan dan efisiensi dari *boiler* ini, maka dapat dilakukan tinjauan langsung di lapangan. Namun metode ini memiliki kelemahan, yaitu dengan adanya perubahan parameter maka pengoperasian dari *boiler* dapat terganggu. Selain itu, kesalahan pada saat penentuan perubahan variabel pada saat operasi memiliki resiko terhadap keamanan unit pembangkit. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka diperlukan metode lain yang lebih fleksibel dan aman tanpa mempengaruhi kondisi operasi secara langsung.[5] Metode yang dapat dilakukan berupa simulasi *computational fluid dynamic* (CFD), yaitu dengan menggunakan *software* untuk melakukan simulasi dan iterasi.

Untuk melakukan simulasi ini, diperlukan beberapa model dan *boundary conditions* yang berguna untuk menjalankan simulasi ini. Sebagai contoh untuk model turbulensi yang digunakan adalah jenis k- ϵ standar, jenis ini dipilih karena model

ini mampu menyelesaikan permasalahan *heating*, *buoyancy* dan *combustion* sekaligus. Model yang digunakan untuk pembakaran adalah *species transport-reaction*, model ini dipilih karena spesies kimia yang diinjeksikan mempunyai reaksi kimia (pembakaran) yang telah didefinisikan pada material yang digunakan.[6] Selain itu *Discrete Phase Model* dibuat *ON* yang berfungsi untuk mendefinisikan injeksi untuk batubara. Model *multiphase* dibuat *ON* dan dipilih metode *Eulerian*, metode ini dipilih karena mampu mendefinisikan *properties* dari ketiga fase dan interaksi ketiganya.

Berdasarkan uraian dari latar belakang di atas, penulis melakukan penelitian mengenai analisa numerik *Circulating Fluidized Bed Boiler* (CFBB). Pada *Circulating Fluidized Bed Boiler* (CFBB) PLTU Bangka ini, dilakukan analisa mengenai pengaruh penambahan *secondary air* pada saat beroperasi.

1.2 Perumusan Masalah

Pelaksanaan tugas akhir ini dilakukan dengan pemodelan dan simulasi *Computational Fluid Dynamics* (CFD) menggunakan *software* Ansys Fluent 16.2. Pada penelitian ini, akan diketahui fenomena yang terjadi di dalam *boiler* pada saat dilakukannya perubahan *mass flow* dari *secondary air*. Perubahan *mass flow* dari *secondary air* yang masuk digunakan untuk mengetahui karakteristik pembakaran yang dihasilkan serta aliran fluida di dalam *boiler*. Hal ini dikarenakan perubahan dari jumlah udara yang masuk ke *boiler* menyebabkan perubahan AFR pada saat pembakaran. Hal ini menyebabkan perubahan temperatur pada *boiler* dan *outlet* dari *boiler*. Selain itu, perubahan *mass flow* dari *secondary air* akan mengubah kecepatan gas *superficial* pada *boiler*. Karakteristik lain yang dapat dianalisa pada simulasi ini adalah distribusi tekanan pada masing-masing variasi. Data pada kondisi operasi PLTU Bangka yang digunakan untuk simulasi adalah pada beban 22.5 MW, yakni 75% MCR (*maximum continous rating*).

1.3 Batasan Masalah

Batasan yang diambil pada penelitian ini adalah sebagai berikut.

1. Simulasi pembakaran secara *three dimensional* (3D) dilakukan pada sebuah model *boiler* yang telah ditentukan geometrinya.
2. Software yang digunakan pada tahap pembuatan geometri *boiler* adalah *software* GAMBIT 2.4.6, sedangkan untuk tahap simulasi pembakaran menggunakan *software* ANSYS FLUENT 16.2.
3. Simulasi yang dilakukan dengan asumsi campuran batubara dan udara terbakar sempurna.
4. Data udara, batubara, dan pasir diperoleh dari PLTU Bangka, yakni pada beban 22.5 MW kondisi operasi.
5. Udara dianalisa sebagai *compressible gas*.
6. Reaksi dari *limestone* pada saat pembakaran diabaikan.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut.

1. Mengetahui karakteristik aliran fluida dan gerakan partikel di dalam *boiler*.
2. Mengetahui fenomena pembakaran yang terjadi pada *boiler* berdasarkan visualisasi distribusi temperatur.
3. Mengetahui pengaruh perubahan *secondary air* terhadap karakteristik pembakaran pada *boiler*.

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat dari hasil penelitian ini adalah untuk mengetahui karakteristik dari pembakaran campuran bahan bakar batubara, udara, dan pasir yang terjadi sehingga hasil penelitian ini dapat dijadikan sebagai referensi. Selain itu, dari hasil penelitian juga dapat memberikan pengetahuan dan pengalaman mengenai konsep studi *Computational Fluid Dynamics* (CFD) untuk simulasi pembakaran batubara, pasir, dan udara di dalam suatu *boiler* menggunakan *software* Gambit 2.4.6 untuk menggambarkan

geometri dan Ansys Fluent 16.2 untuk proses simulasi pembakaran yang terjadi.

1.6 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

BAB I PENDAHULUAN

Pengantar bagi pembaca untuk secara singkat mengetahui latar belakang, perumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah dan sistematika penulisan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Pada bab ini dibahas mengenai beberapa teori penunjang yang mendukung dalam pemecahan masalah.

BAB III METODE PENELITIAN

Bab ini berisi tentang peralatan penelitian, peralatan dan bahan, tata cara pengujian, rancangan eksperimen, dan metode penelitian.

BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN

Bab ini berisi tentang analisa hasil dari simulasi numerik tentang bagaimana fenomena-fenomena yang terjadi pada hasil tersebut.

BAB V PENUTUP

Bab ini adalah jawaban dari pertanyaan yang terkandung pada tujuan penelitian.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

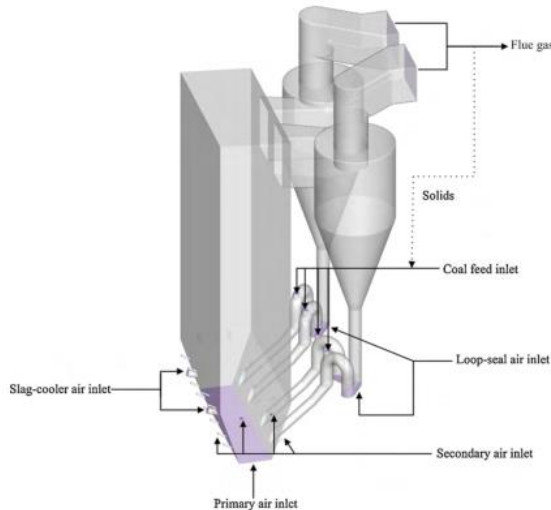
2.1 Tinjauan Terdahulu

2.1.1 Penelitian oleh Nan Zhang dkk

Pada tahun 2010, Nan Zhang dkk melakukan penelitian dengan judul “3D CFD Simulation of Hydrodynamics of a 150 Mwe Circulating Fluidized Bed Boiler”.[6] Pada penelitian tersebut dilakukan simulasi dengan menggunakan model *energy minimization multi-scale* (EMMS). Penelitian tersebut dimodelkan sebagai tiga dimensi (3D), *full-loop, time-dependent simulation of hydrodynamic* pada daya 150 MWe, *circulating fluidized bed* (CFB) boiler. Hasil dari penelitian ini berupa distribusi tekanan pada daerah sirkulasi, *volume fraction profile*, *solid vertical velocity*, serta *non-uniform distribution* pada 2 *parallel cyclones*.

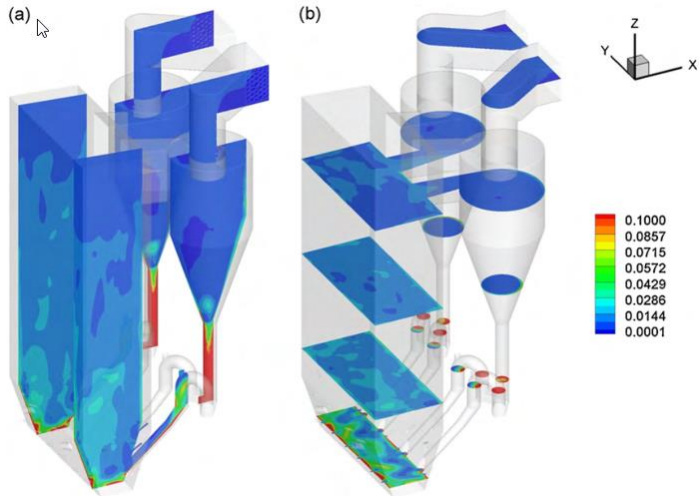
Selain dikarenakan emisi yang rendah dan bahan bakar yang fleksibel, pemakaian *circulating fluidized bed* (CFB) boiler meningkat baik secara kapasitas maupun kuantitasnya. Desain dan *scale-up* dari CFB boiler merupakan hal yang sangat sulit dilakukan untuk memahami hidrodinamika pada CFB boiler ini. Hal ini membuat pendekatan secara eksperimen merupakan hal penting, serta simulasi secara numerik juga ikut berkembang, khususnya *computational fluid dynamics* (CFD).

Model dari Eulerian granular pada *Fluent* digunakan untuk mempelajari karakteristik aliran pada boiler, dimana tegangan pada *solid phase* dijelaskan dengan menggunakan teori kinetik pada aliran granular, koefisien *drag* dikorelasikan dengan partikel *cluster*.



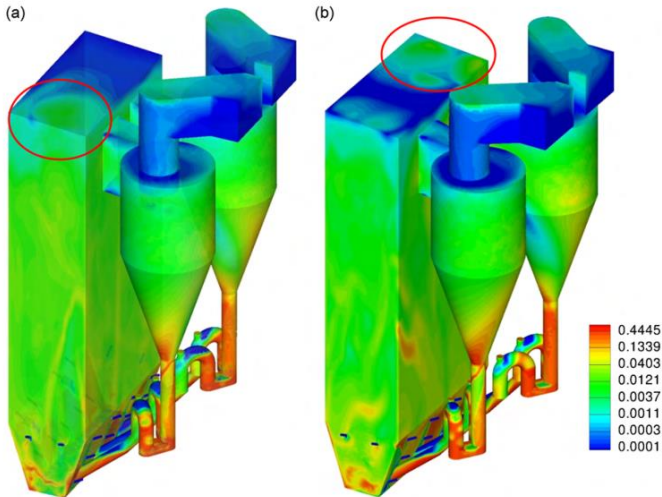
Gambar 2.1 Gambar geometri yang dibuat

Boiler yang digunakan didesain akan beroperasi pada temperatur 917°C , dengan tekanan atmosfer, dimana fasa dari gas diatur pada densitas $0,2928\text{ kg/m}^3$ dan viskositas $4,71 \cdot 10^{-5}\text{ kg/ms}$. Fasa dari *solid* memiliki diameter sebesar $0,2\text{ mm}$ dan densitas sebesar 2000 kg/m^3 . Kecepatan dari gas pada beberapa *inlet* memiliki nilai yang berbeda, sesuai dengan desain yang ada. Pada *outlet cyclone*, nilai tekanan atmosfer digunakan. Dengan *trial and errors*, digunakan *packed solid* pada nilai $0,4$ dan ketinggian *packing* sebesar $2,5\text{ m}$ pada *furnace*.



Gambar 2.2 Gambar dari kontur distribusi fraksi volume (a) potongan vertikal (b) potongan horintal

Pada gambar 2.2 dapat dilihat hasil dari simulasi, yaitu distribusi fraksi volume *solid* pada beberapa potongan, yakni vertikal dan horizontal.



Gambar 2.3 Gambar dari kontur fraksi volume di dinding *boiler* pada waktu tertentu (a) pada 28,9 s (b) 38,7 s

Pada gambar 2.3 dapat dilihat distribusi dari fraksi volume pada dinding *boiler*, yaitu pada waktu 28,9 s dan 38,7 s. Pada gambar tersebut dapat dilihat pula banyak *solid* yang erakumulasi dekat dengan *inlet cyclone* pada dinding bagian atas. selain itu, terlihat fenomena bahwa distrubusi fraksi volume tidak merata pada kedua *inlet cyclone*.

Pada penelitian ini didapatkan pengetahuan mengenai simulasi untuk menginvestigasi efek hidrodinamika secara *virtual experimentation* yang terjadi pada sektor industri. Hasil dari simulasi menunjukkan kapabilitas dari model yang disimulasikan, dengan mempertimbangkan *EMMS-corrected drag coefficient*, permodelan ini dapat digunakan untuk menambah pemahaman tentang CFB *boiler*.

2.1.2 Penelitian oleh Murat Varol dkk

Pada tahun 2014, Murat Varol melakukan penelitian yang berjudul “Emission Characteristics of Co-Combustion of a Low

Calorie and High-Sulfur-Lignite Coal and Woodchips in a Circulating Fluidized Bed Combustor: Part 2. Effect of Secondary Air and Its Location”. [4] Pada jurnal ini, dilakukan analisa pada *circulating fluidized bed combustor* dengan panjang 6 m dan 108 mm diameter dalam. *Co-combustion lignite* dan *woodchips* digunakan untuk mengevaluasi efek *secondary air ratio* (SAR) terhadap emisi *flue gas*. *Secondary air* (SA) disalurkan ke *combustor* pada 5 titik yang berbeda dan pada beberapa SAR.

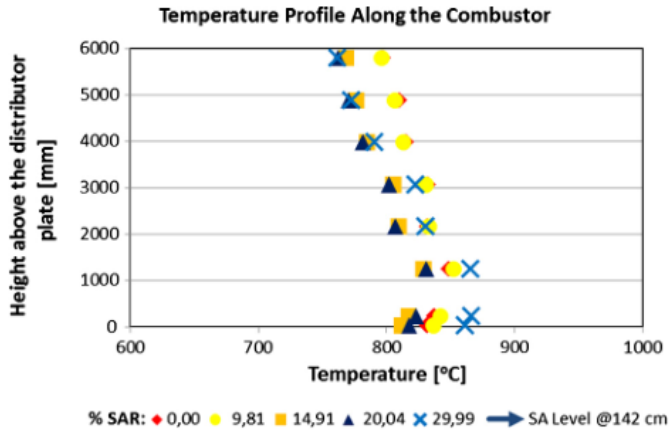
Dengan meningkatnya SAR, membuat laju sirkulasi menurun dan diikuti oleh kenaikan temperatur pada *dense phase* dan penurunan temperatur *dilute phase* pada *combustor*. Dengan meningkatnya SAR menyebabkan temperatur outlet dari *cyclone* akan menurun dan secara tidak langsung menaikkan emisi dari CO. Emisi NO menurun seiring dengan penurunan temperatur pada *boiler*. Pada saat pengamatan, lokasi *feed* SA di ruang bakar memberikan efek berbeda pada emisi NO terutama untuk SA lebih tinggi dari 15% untuk *co-combustion* dari 30% wt. *woodchips* dengan batubara lignit. Emisi NO meningkat seiring dengan peningkatan *woodchips* di dalam campuran bahan bakar.

Tabel 2.1 *Proximate* dan *ultimate analysis* Bursa-Orhaneli lignite dan *woodchips*

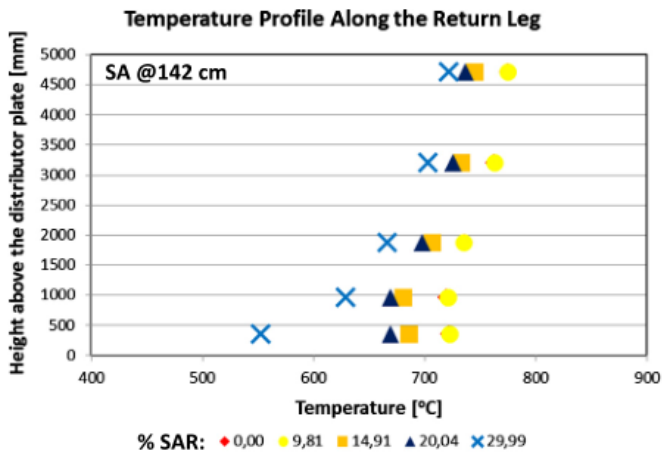
<i>Proximate analysis</i>	FC	VM	Ash	Moisture	HHV	LHV
	%, by wt. (<i>as fired</i>)				kJ/kg	
<i>Bursa-Orhaneli</i>	30,83	36,21	14,83	18,13	17745	17197
<i>Woodchips</i>	16,55	71,55	1,99	9,91	17501	16161

<i>Ultimate analysis</i>	C	H	N	O	S _{combustible}	S _{total}	Ash
	% by wt. (<i>dry basis</i>)						
<i>Bursa-Orhaneli</i>	65,28	5,30	0,92	9,33	1,06	2,38	18,11
<i>Woodchips</i>	52,20	5,79	0,03	39,43	0,34	0,40	2,21

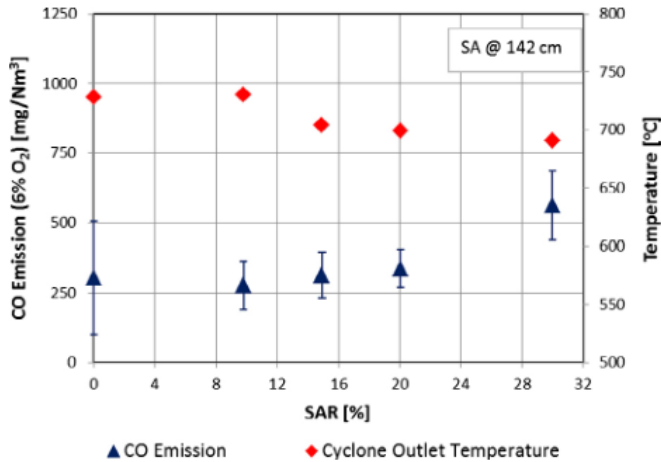
FC: Fixed Carbon, VM: Volatile Matter, HHV: Higher Heating Value, LHV: Lower Heating Value.



Gambar 2.4 Efek dari SAR dan lokasinya terhadap distribusi temperatur sepanjang *combustor* untuk *co-combustor* pada Bursa-Orhaneli lignite dengan 30% wt. woodchips (C-WC-1)



Gambar 2.5 Efek dari SAR dan lokasinya terhadap distribusi temperatur pada *return leg* untuk *co-cobustor* pada Bursa-Orhaneli lignite dengan 30% wt. woodchips (C-WC-1)



Gambar 2.6 Efek dari SAR terhadap emisi CO berdasarkan temperatur *outlet cyclone* terhadap *co-combustion* pada Bursa-Orhaneli lignite dengan 30% wt. woodchips (C-WC-1)

Secondary air yang diinjeksikan ke dalam *combustor* menyebabkan *combustor* memiliki 2 region yang berbeda dalam hal hidrodinamika dan pembakaran. Meningkatnya nilai SAR menyebabkan laju sirkulasi akan menurun dan diikuti dengan meningkatnya temperatur *dense phase* dan menurunnya temperatur *dilute phase*. Profil temperatur sepanjang *return leg* akan lebih bergantung pada *dilute phase* dibandingkan dengan *dense phase*.

Meningkatnya nilai SAR menyebabkan temperatur outlet *cyclone* akan turun dan secara tidak langsung akan meningkatkan emisi CO. Pada saat *co-combustion* batubara dengan 30% wt. woodchips, emisi dari CO yang dihasilkan akan memiliki nilai maksimum pada 510-660 mg/Nm³ pada nilai SAR 30%. Pada kasus ini, temperatur outlet *cyclone* memiliki range 685–690°C.

Emisi NO menurun seiring dengan peningkatan SAR. Pada saat pengamatan lokasi dari SA pada *combustor* memiliki efek tertentu terhadap emisi SA khususnya pada SA lebih besar dari 15% untuk *co-combustion* dengan 30% wt. woodchips. Emisi SO₂ meningkat pada semua pengamatan pada *co-combustion* dengan 30% wt. woodchips. *Limestone* digunakan untuk menurunkan jumlah emisi SO₂ yang dihasilkan agar dibawah batas maksimum yang diizinkan.

2.2 Dasar Teori

2.2.1 Definisi Bahan Bakar

Pengertian umum dari bahan bakar adalah zat yang mudah terbakar. Dalam hal ini, penekanan akan diberikan kepada bahan bakar hidrokarbon, yang mengandung hidrogen dan karbon. Sulfur dan zat-zat kimia lainnya juga mungkin ada. Bahan bakar hidrokarbon dapat memiliki bentuk cair, gas, dan padat. Bahan bakar hidrokarbon cair umumnya dihasilkan dari minyak mentah melalui proses destilasi dan *cracking*. Sebagai contoh adalah bensin, solar, minyak tanah, dan berbagai jenis bahan bakar minyak lainnya. Kebanyakan bahan bakar cair merupakan campuran dari hidrokarbon dengan komposisi yang biasanya diberikan di dalam bentuk fraksi massa. Untuk memudahkan perhitungan-perhitungan pembakaran, bensin seringkali dimodelkan sebagai oktan C₆H₈, dan solar sebagai dodekan, C₁₂H₂₆.

Bahan bakar hidrokarbon berbentuk gas diperoleh dari sumur-sumur gas alam atau diproduksi melalui proses kimia tertentu. Gas alam biasanya terdiri dari beberapa hidrokarbon yang berbeda, yang terutama diantaranya adalah metan, CH₄. Komposisi dari bahan bakar gas biasanya diberikan di dalam bentuk fraksi mol. Bahan bakar hidrokarbon dalam bentuk cair maupun gas dapat disintesis dari batubara dan *oil shale*. Batubara merupakan bahan bakar padat yang sudah dikenal. Komposisinya cukup bervariasi tergantung dari lokasi penambangannya. Untuk

perhitungan-perhitungan pembakaran, komposisi batubara biasanya diekspresikan sebagai analisis pokok. Analisis pokok memberikan komposisi berbasis massa dalam bentuk jumlah relatif elemen-elemen kimia (karbon, sulfur, hidrogen, nitrogen, oksigen) dan abu.

Bahan bakar (*fuel*) merupakan suatu bahan (material) yang dikonsumsi untuk menghasilkan energi. Bertolak dari gagasan di atas, maka terdapat sejumlah bahan yang memenuhi batasan di atas dan dapat dibagi dalam tiga kelompok, yaitu :

1. Bahan yang dikonsumsi dalam proses pembakaran reaksi kimia.
2. Bahan yang digunakan pada reaktor nuklir reaksi inti.
3. Bahan yang dikonsumsi oleh makhluk hidup metabolisme.

2.2.2 Batubara

Istilah batubara merupakan hasil terjemahan dari *coal*. Disebut batubara mungkin karena dapat terbakar seperti halnya arang kayu (*charcoal*). Banyak sekali definisi mengenai batubara yang telah dikemukakan dalam referensi, salah satunya berbunyi: "Batubara adalah suatu batuan sedimen organik berasal dari penguraian sisa berbagai tumbuhan yang merupakan campuran yang heterogen antara senyawa organik dan zat anorganik yang menyatu di bawah beban strata yang menghimpitnya".

Batubara berasal dari tumbuhan yang mati, kemudian tertutup oleh lapisan batuan sedimen. Ketebalan timbunan itu lama kelamaan menjadi berkurang karena adanya pengaruh suhu dan tekanan yang tinggi. Contohnya di Australia, timbunan tumbuhan mati setebal 100 meter, setelah 1,6 juta tahun berubah menjadi lapisan batubara peringkat (*rank*) tinggi setebal satu meter.

Pada tahun 1913, dalam sebuah seminar di Edinburgh, Skotlandia, dilontarkan satu pertanyaan yang berbunyi "Apakah batubara itu?". Kini, setelah lebih dari 90 tahun ilmu perbatubaraan berkembang, kita dapat menjawabnya setelah

mempelajari beberapa sifat fisika dan sifat kimianya. Jawabanya adalah: "Batubara ialah batuan sedimen yang secara kimia dan fisika adalah heterogen yang mengandung unsur-unsur karbon, hidrogen, dan oksigen sebagai unsur utama dan belerang serta nitrogen sebagai unsur tambahan. Zat lain, yaitu senyawa anorganik pembentuk *ash* tersebar sebagai partikel zat mineral terpisah-pisah di seluruh senyawa batubara. Beberapa jenis batubara meleleh dan menjadi plastis apabila dipanaskan, tetapi meninggalkan suatu residu yang disebut kokas. Batubara dapat dibakar untuk membangkitkan uap atau dikarbonisasikan untuk membuat bahan bakar cair atau dihidrogenasikan untuk membuat metan. Gas sintesis atau bahan bakar berupa gas dapat diproduksi sebagai produk utama dengan jalan gasifikasi sempurna dari batubara dengan oksigen dan uap atau udara dan uap" (Elliott, 1981).

Definisi yang lengkap ini mencakup beberapa aspek dari batubara, yaitu:

1. Batubara termasuk batuan sedimen.
2. Batubara adalah senyawa yang heterogen.
3. Batubara terdiri atas unsur-unsur utama: karbon, hidrogen, dan oksigen; serta unsur-unsur tambahan: belerang (sulfur) dan nitrogen.
4. Batubara mengandung zat mineral, suatu senyawa anorganik.
5. Beberapa jenis batubara tertentu dapat diubah menjadi kokas metalurgi.
6. Beberapa jenis batubara cocok untuk dimanfaatkan sebagai bahan bakar pembangkit uap di PLTU.
7. Beberapa jenis batubara tertentu dapat diubah bentuknya menjadi zat cair dan gas.[7]

American Standard for Testing and Materials (ASTM) membuat klasifikasi batubara yang umum digunakan dalam industri, seperti yang ditunjukkan tabel berikut.

Tabel 2.2 Klasifikasi batubara pada ASTM D388-12

<i>Classification of Coal by Rank (ASTM D388-12)</i>						
<i>Coal Rank</i>		<i>Fix Carbon Limits</i>	<i>Volatile Content</i>	<i>Gross Calorific Value Limits</i>		<i>Agglomerating Characteristics</i>
		<i>%</i>	<i>%</i>	<i>Btu/lb</i>	<i>MJ/kg</i>	
		<i>dmmf</i>	<i>dmmf</i>	<i>Moisture mmf</i>	<i>moisture mmf</i>	
<i>Antracite Class</i>	<i>Meta-Anthracite</i>	≥98 %	<2%			<i>Non-agglomerating</i>
	<i>Anthracite</i>	92 to 98%	2 to 8%			
	<i>Semi-Anthracite (Lean Coal)</i>	86 to 92%	8 to 14%			
<i>Bituminous</i>	<i>Low Volatile Bituminous</i>	78 to 86%	14 to 22%			<i>Commonly agglomerating</i>
	<i>Medium Volatile Bituminous</i>	69 to 78%	22 to 31%			
	<i>High Volatile A Bituminous</i>	<69 %	>31 %	≥14,000	≥32.557	

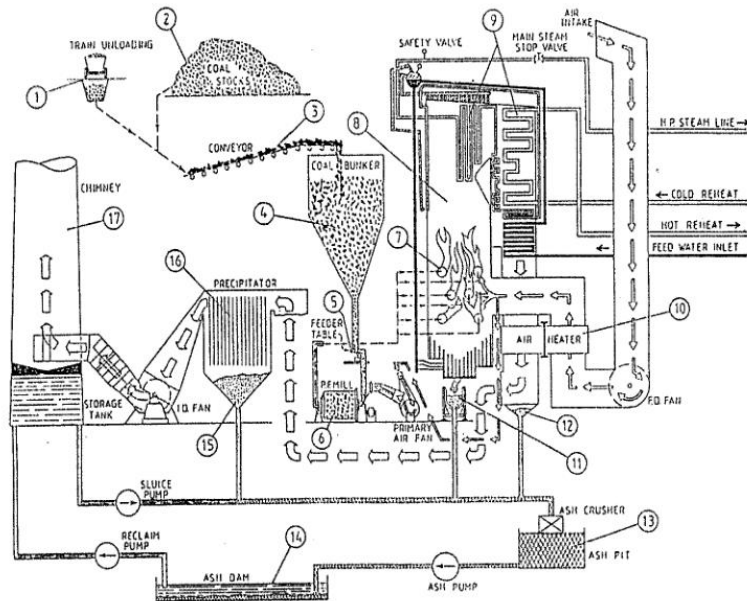
	<i>High Volatile B Bituminous</i>	<69 %	>31 %	13,000 to 14,000	30.232 to 32.557	
	<i>High Volatile C Bituminous</i>	<69 %	>31 %	11,500 to 13,000	26.743 to 30.232	
	<i>High Volatile C Bituminous</i>		>31 %	10,500 to 11,500	24.418 to 26.743	
<i>Subbituminous</i>	<i>Subbituminous A coal</i>			10,500 to 11,500	24.418 to 26.743	<i>Non-agglomerating</i>
	<i>Subbituminous B coal</i>			9,500 to 10,500	22.09 to 24.418	
	<i>Subbituminous C coal</i>			8,300 to 9,500	19.30 to 22.09	
<i>Lignite</i>	<i>Lignite A</i>			6,300 to 8,300	14.65 to 19.30	<i>Non-agglomerating</i>
	<i>Lignite B</i>			<6,300	<14.65	

2.2.3 PLTU Berbahan Bakar Batubara

Pada dasarnya, dalam pembakaran jenis hamparan ada dua cara pembakaran batubara, sehingga dapat dikatakan jenis pembakaran tersebut ada tiga cara, yakni:

1. *Stocker firing*, dimana batubara dibakar di dalam suatu hamparan (*bed*) pada suatu panggangan (*grate*).
2. *Fluidized-bed firing*, dimana pembakaran dilakukan pada suatu hamparan yang pada hakikatnya campuran padatan *inert* yang mengambang dalam udara pembakaran ditiupkan melalui dasar ruang pembakaran.
3. *Pulverised-fuel firing*, dimana batubara digerus sampai ukuran sangat kecil, kemudian dimasukkan bersama udara dan dibakar di dalam suatu ruang melalui suatu pembakar gas yang mirip dengan pembakaran minyak atau gas.

Stocker firing dibangun untuk membangkitkan PLTU, hanya terbatas untuk kapasitas di bawah 80 MW dan efisiensi ketel uap yang cukup rendah. *Fluidized-bed firing* merupakan kemajuan teknologi yang dipakai untuk membangun PLTU berkapasitas sampai 200 MW. Daya tariknya meliputi fleksibilitas rentang batubara yang akan dibakar dan memperkecil tingkat emisi gas pencemar. Gambar skema suatu ketel uap tabung air dengan bahan bakar batubara ditunjukkan dalam gambar 2.9.



Gambar 2.7 Gambar skema suatu ketel uap PLTU berbahan bakar batubara

Pada gambar 2.7 dapat dilihat skema dari ketel uap PLTU dengan bahan bakar batubara. Batubara yang datang ke PLTU dari kereta api atau truk (1) atau dari tumpukan batubara (2) diangkut ke bunker batubara (4) melalui ban berjalan (3). Dari bunker, batubara dimasukkan ke dalam pelumat (6) untuk digerus sampai ukuran lebih kecil dari 200 mesh, tetapi sebelum masuk ke pelumat, batubara tersebut dari *feeder table* (5) dikeringkan dulu dengan udara yang disedot dari luar dan telah melalui *air heater* (10) sehingga panas. Udara panas ini disebut *primary air* atau udara primer.

Batubara yang telah halus dan kering dicampurkan dengan udara primer, disemprotkan melalui pembakar (7) ke dalam ruang pembakaran yang disebut tungku pembakaran (8) dan dibakar di sana. Di dalam tungku pembakaran ini dipasang

beberapa pipa yang di dalamnya diisi air murni, dan oleh panas dari pembakaran batubara, maka air ini berubah menjadi uap sampai bertekanan tinggi. Ini terjadi di daerah *superheater* (9). Sebagai hasil sampingan dari pembakaran batubara terjadilah gas buangan (*flue gas*), *ash*, atau debu dan partikel-partikel lainnya. *Bottom ash*, yaitu *ash* yang tidak terbakar sempurna, ditampung dalam tadah jatuh atau *hopper* (11) yang dipasang di bawah tungku pembakaran dan kemudian dijatuhkan ke dalam selokan kecil. Jenis *ash* lainnya ialah *fly ash* bergerak bersama gas buangan menuju cerobong (17).

Karena gas buangan yang keluar dari cerobong tidak boleh mengandung partikel-partikel *ash*, maka sebelum cerobong harus dipasang terlebih dahulu alat untuk menangkap *ash* yang disebut *electrostatic precipitator* (16). *Fly ash* yang tertangkap dijatuhkan ke tadah jatuh (15) dan kemudian ke selokan untuk dicampurkan dengan *bottom ash*, digerus dan ditampung dalam bak pengendap *ash* (13) yang akhirnya dialirkan ke dalam kolam penampung *ash* (14).^[7]

2.2.4 Prinsip Dasar Pembakaran

Proses pembakaran merupakan laju oksidasi dari suatu bahan bakar sehingga menghasilkan energi panas. Pembakaran sempurna dari suatu bahan bakar dapat dicapai dengan adanya campuran yang tepat antara jumlah bahan bakar dan oksigen. Bahan bakar padat maupun cair, harus berubah dalam fase gas sebelum terbakar, sedangkan bahan bakar gas akan terbakar dengan sendirinya apabila terdapat persentase campuran udara yang tepat. Pada umumnya, diperlukan adanya pemanasan terlebih dahulu guna mengubah bahan bakar padat maupun cair menjadi fase gas. Kriteria pembakaran yang baik dan sempurna adalah proses pembakaran yang dapat melepas keseluruhan energi panas yang terkandung dalam bahan bakar.

Untuk memaksimalkan penggunaan energi panas yang dihasilkan dari proses pembakaran, nyala api pembakaran yang dihasilkan harus pada kondisi stabil, tidak padam, dan juga tidak

terjadi nyala api balik ke arah burner. Selain itu pula, harus diperhatikan bahwa dalam pembakaran terdapat laju perambatan api, sehingga aliran atau laju dari bahan bakar atau campuran bahan bakar dan udara tidak boleh lebih besar dari pada laju pembakarannya, karena akan dapat menyebabkan kegagalan pembakaran atau bahan bakar tidak terbakar

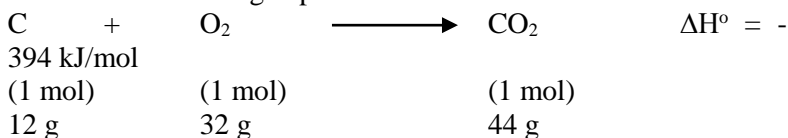
Syarat terjadinya pembakaran diperlukan adanya tiga parameter utama, diantaranya:

1. Adanya pemicu atau pemantik, untuk memicu dan menjaga kontinuitas proses pembakaran. Namun ada juga yang tidak menggunakan pemantik tetapi memanfaatkan tekanan atau temperatur tinggi melebihi temperatur bakar dari bahan bakarnya, sehingga dengan masuknya bahan bakar dan udara pembakaran akan secara langsung terjadi dengan sendirinya dan berkelanjutan.
2. Bahan bakar, dalam hal ini bahan bakarnya adalah batubara dan solar.
3. Udara (oksigen).

Untuk memulai pembakaran diperlukan dua unsur dasar, yaitu hidrogen dan karbon. Sulfur dan unsur-unsur lainnya juga membebaskan panas, tetapi pada praktiknya dapat diabaikan karena unsur-unsur tersebut hanya pengotor. Dalam keadaan normal hidrogen berbentuk gas, sedangkan karbon adalah padatan yang tidak dapat diuapkan dengan sempurna apabila suhu sebelum mencapai 3500°C.

Untuk membakar batubara diperlukan oksigen. Udara mengandung sekitar 21% oksigen, sehingga lebih ekonomis untuk pembakaran di udara. Persamaan reaksi yang terjadi serta perhitungan berapa oksigen-udara yang diperlukan bila batubara dibakar, dijelaskan sebagai berikut ini.

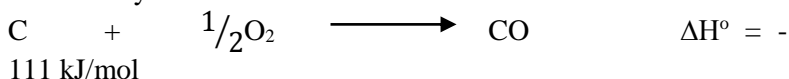
Dimulai dengan pembakaran atom karbon dari batubara:



1 g 2,67 g 3,67 g

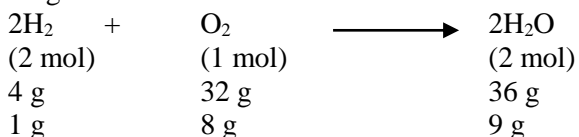
Jadi, untuk membakar 1 g karbon sehingga menghasilkan 3,67 g karbon dioksida, kita memerlukan 2,67 g oksigen. Karbon berbentuk padatan, oksigen berbentuk gas, dan karbon dioksida adalah gas.

Persamaan pembakaran yang tidak sempurna di mana terbentuknya karbon monoksida adalah:

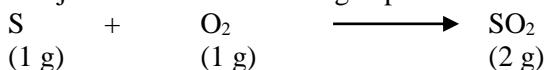


(1 mol)	($\frac{1}{2}$ mol)	(1 mol)
12 g	16 g	28 g
1 g	1,33 g	2,33 g

Apabila hidrogen dibakar akan terbentuk air yang berbentuk uap yang akan mengembun apabila gas buangan jadi dingin mendekati suhu normal:



Terakhir adalah pembakaran sulfur di dalam batubara menjadi sulfur dioksida dengan persamaan reaksi sebagai berikut.



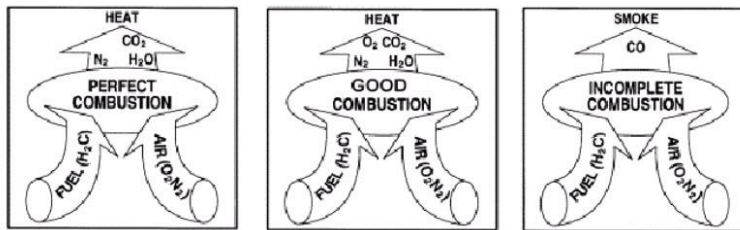
Semua persamaan reaksi tersebut, ditambah data analisis batubara, dapat dipakai untuk menghitung persamaan pelaksanaan pembakaran. Ditinjau dari segi kuantitatif, faktor utama yang paling penting adalah udara yang dipasok. Analisis ultimat akan memberikan persentase karbon, hidrogen, belerang, dan nitrogen dalam batubara. Apabila udara mengandung 23,2% berat oksigen, maka berat udara yang diperlukan adalah berat oksigen dibagi 0,232. Jika C, H, O, dan S menunjukkan gram unsur-unsur dalam 1 gram batubara, maka secara teoritis berat udara yang diperlukan adalah:

$$W = 11,5C + 34,5(H - O/8) + 4,32S$$

Rasio dari produksi dari karbon dioksida dan karbomonoksida (CO/CO_2) bergantung terhadap temperatur dari *surface*, T_s yakni memenuhi persamaan berikut ini.

$$\frac{[\text{CO}]}{[\text{CO}_2]} = 2400 \left[\frac{-51830}{8,31 T_s} \right]$$

Pada suhu di atas 1000°C , produk yang dihasilkan umumnya berupa gas CO . Namun, pada tekanan atmosfer CO akan terbakar sehingga produk utama yang dihasilkan berupa CO_2 .



Gambar 2.8 Mekanisme pembakaran

Pada gambar 2.8 dapat dilihat mekanisme pembakaran. Pembakaran yang terjadi dapat berupa *perfect combustion*, *good combustion*, atau *incomplete combustion*. Perbedaan pembakaran tersebut erat kaitannya dengan ketersediaan oksigen. Oksigen (O_2) merupakan salah satu elemen yang paling sering ditemukan, dimana udara di bumi memiliki kandungan oksigen sekitar 20,9%. Selain oksigen, penyusun terbesar dari udara adalah nitrogen yaitu sebesar 79% dari udara. Nitrogen dianggap sebagai salah satu penurun temperatur pada saat pembakaran. Nitrogen menurunkan efisiensi dari pembakaran dikarenakan pada saat pembakaran, sebagian *heat* diserap oleh nitrogen. Dengan adanya penyerapan tersebut maka kemampuan dari perpindahan panas dari *flue gases* akan berkurang. Nitrogen juga dapat bereaksi dengan oksigen (pada suhu tinggi) dan membentuk nitrogen oksida (NO_x), yaitu polutan bersifat racun. Pada beberapa kondisi, pembakaran dari karbon dapat membentuk karbon monoksida, dimana kalor yang dihasilkan akan lebih kecil dibandingkan saat karbon dioksida terbentuk.

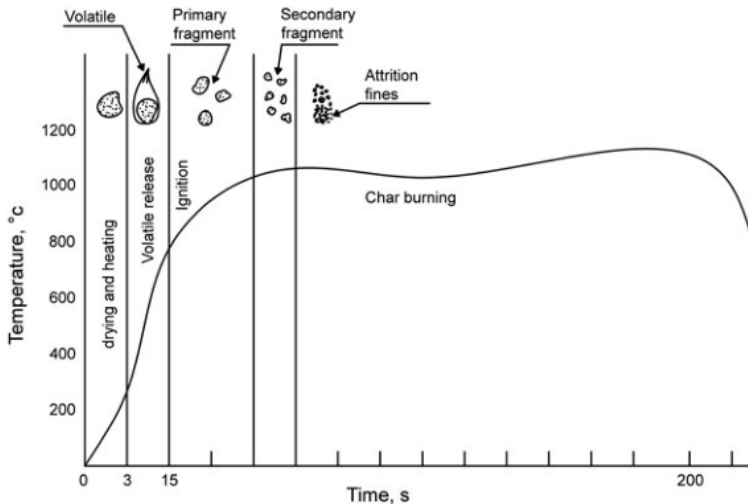
Tujuan utama dari pembakaran yang baik adalah untuk melepas seluruh kalor yang ada pada suatu bahan bakar. Keadaan ini dapat dicapai dengan melakukan kontrol terhadap “*three T’s*”, dimana (1) *temperature* yang cukup untuk menyalakan dan menjaga nyala api dari bahan bakar (2) *turbulence* sebagai proses pencampuran bahan bakar dan oksigen (3) *time*, yakni waktu yang cukup untuk melakukan proses pembakaran. Umumnya hidrogen dalam bahan bakar dapat terbakar pada hampir seluruh jenis *boiler*. Kendala utama dari meningkatkan efisiensi proses pembakaran adalah pada karbon yang tidak terbakar (pada *ash* atau gas yang tidak terbakar sempurna), dimana gas yang terbentuk adalah C) bukan CO₂.

2.2.5 Mekanisme Pembakaran Batubara

Pembakaran batubara yang terjadi di *furnace* pada boiler memiliki beberapa tahapan proses dari awal masuknya batubara sampai batubara terbakar habis di dalam *furnace*. Serbuk batubara dengan ukuran 200 mesh (70µm) akan diinjeksikan ke dalam *furnace* melalui *coal burner*, dan akan melewati beberapa tahapan sebagai berikut:

- a. *Drying*, proses awal batubara sebelum bercampur dengan udara pembakaran di *furnace* yang bertujuan untuk menghilangkan *moisture* yang terkandung baik di permukaan ataupun di pori-pori batubara. Proses ini terjadi saat batubara bercampur dengan air *primary* di *pulverizer/mill*.
- b. *Devolatilization*, merupakan proses pemisahan antara *volatile matter* dan *char (fixed carbon)*. Dimana *volatile matter* akan mengalami penguapan pada suhu sekitar 900° C – 950° C menyisakan *char* yang merupakan karbon padat yang menjadi bahan bakar utama dalam proses pembakaran di *furnace*.
- c. *Char Combustion*, proses pembakaran karbon padat dengan oksigen baik dari udara pembakaran maupun dari gas hasil *devolatilization*. Waktu tinggal batubara sampai

habis terbakar di dalam *furnace* disebut *residence time*, merupakan jumlah waktu yang diperlukan batubara untuk mengalami proses *drying*, *devolatilization*, dan *char combustion* dalam *furnace*.^[4]



Gambar 2.9 Gambar tahapan pembakaran dari batubara

2.2.6 Boiler

Untuk menghasilkan *steam* yang dapat menggerakkan turbin diperlukan adanya *boiler*. *Boiler* merupakan bejana tertutup dimana didalamnya terjadi proses pembakaran bahan bakar dan oksigen yang terbakar pada temperatur yang mencukupi sehingga terbentuk energi kalor. Energi kalor tersebut digunakan untuk untuk memanaskan uap yang terdapat pada *heat exchanger* menjadi *steam*. *Steam* yang dihasilkan digunakan untuk memutar turbin yang dikopel dengan generator sehingga dapat menghasilkan energi listrik. Bagian pada boiler dibagi menjadi dua yaitu bagian *furnace* dan bagian *back pass*. Bagian *furnace* merupakan tempat terjadinya pembakaran dengan susunan *burner* tertentu sesuai model pembakaran yang dipakai pada *boiler*.

Di dalam *boiler* banyak siklus yang terjadi, yaitu proses pembakaran bahan bakar dan proses penguapan air menjadi uap yang digunakan untuk memutar turbin. Perpindahan panas dalam *boiler* terjadi pada 3 proses, yaitu:

1. Radiasi di ruang bakar (*furnace*).
2. Konveksi di *economizer*, *air heater* dan *primary superheater*.
3. Kombinasi radiasi dan konveksi di *secondary superheater* dan *reheater*.

Fungsi utama boiler adalah sebagai berikut:

1. Untuk memproduksi uap sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan, baik kuantitas maupun kualitasnya
2. Memanaskan uap jenuh yang dihasilkan menjadi uap panas lanjut sebelum digunakan untuk memutar turbin
3. Memanaskan ulang uap bekas memutar HP turbin sebagai metode pengembalian kualitas uap untuk memutar IP dan LP turbin

Pada PLTU sistem udara pembakaran dibagi menjadi 2 bagian, yaitu *primary air* dan *secondary air*. Kebutuhan kedua sistem udara tersebut secara kontinu dipenuhi oleh unit kipas dengan sistem tekan paksa (*force draft fan*). *Fan* ini digerakkan oleh motor listrik, dengan pengaturan jumlah aliran udara dilakukan pada sisi *inlet* oleh damper secara variabel. Udara pembakaran ini dialirkan menuju *furnace* melalui wind box, dimana sebelumnya udara akan dipanaskan terlebih dahulu pada sistem air *preheater*. Air *preheater* mengambil panas dari aliran gas buang keluaran dari *furnace*.

Boiler pada CFB akan dibagi menjadi tiga *zone*, yakni

1. *Lower zone* (berada di bagian bawah dari *secondary air*)
2. *Upperr zone* (berada di bagian atas dari *secondary air*)
3. *Cyclone*

Beberapa bagian dari CFB *boiler*, seperti *standpipe* dan *loop seal*, tidak dimasukkan ke dalam bagian utama dari *boiler*. Hal ini dikarenakan secara keseluruhan proses pembakaran pada bagian tersebut diabaikan. Pada bagian *cyclone*, proses

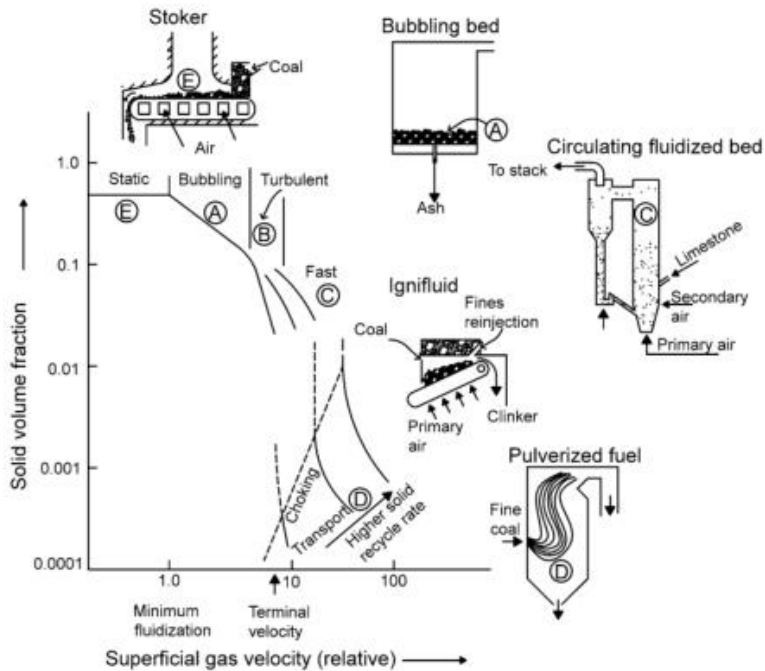
pembakaran pada bagian tersebut juga tidak diinginkan, oleh karena itu pembakaran pada bagian tersebut juga diabaikan.

Udara pembakaran yang masuk ke CFB boiler dapat dibagi menjadi *primary* dan *secondary air*. Pada bagian bawah boiler yaitu bagian yang difluidisasi oleh *primary air* yang menyumbang 40-80 % dari udara stokiometri yang dibutuhkan. Pada bagian bawah boiler bekerja pada sub-stokiometri atau pada proses pembakaran kurang oksigen. Batubara akan masuk ke boiler pada *coal feeder*, sedangkan partikel yang tidak terbakar atau tidak terbakar sempurna akan masuk ke *cyclone* lalu kembali lagi ke bagian *lower bed*.

Bagian bawah dari CFB boiler akan memiliki partikel yang lebih rapat dibandingkan pada bagian atas boiler. Partikel ini dapat berupa material *bed*, batubara, atau *ash*. Pada saat beban dari boiler dinaikkan, maka proporsi dari *primary air* terhadap *secondary air* akan meningkat, sehingga partikel yang bersuhu tinggi akan semakin terangkat ke bagian atas boiler untuk meningkatkan penyerapan pada bagian atas dari boiler. Secondary air adalah udara yang ditambahkan ke boiler pada daerah antara atas dan bawah boiler. Pada beberapa boiler, yakni pada saat *staged combustion* tidak terlalu diperlukan, maka *secondary air* akan ditambahkan pada bagian yang dekat dengan dasar boiler.[4]

2.2.7 Circulating Fluidized Bed Combustion

Circulating Fluidized Bed Combustion (CFBC), sebagai alternatif dari *Pulverised Coal Combustion* (PCC), merupakan proses pembakaran dimana batubara dan udara dicampur dengan batu kapur untuk mendapatkan reaksi kimia dan perpindahan panas yang lebih optimal. Pada *fluidized-bed combustor*, proses pembakaran berlangsung pada saat campuran bahan bakar, *sorbent*, dan partikel *fuel ash* bergabung dengan *primary air* membentuk aliran turbulen. Gas yang melingkupi material padat pada ruang bakar tersebut memungkinkan karakteristik melayang pada ruang bakar.



Gambar 2.10 Pembagian daerah operasi dari beberapa jenis boiler

Teknologi CFBC memiliki beberapa kelebihan, dimana penggunaannya sangat fleksibel. Pada CFBC, kualitas dan ukuran dari bahan bakar pada saat pembakaran dapat sangat bervariasi. Selain itu, emisi berupa SO_x dan NO_x dapat berkurang dengan sangat signifikan tanpa perlu penambahan *flue gas* pada sistem. Proses pembakaran pada CFBC boiler memiliki temperatur yang berkisar $800^\circ\text{C} - 900^\circ\text{C}$, jauh dimana temperatur kerja PCC boiler yang berkisar $1300^\circ\text{C} - 1700^\circ\text{C}$. Hal ini membuat emisi NO_x dapat berkurang. Sulfur pada batubara sebagian besar diperangkap oleh batu kapur, yaitu sekitar 90% sampai 95% SO_2 dapat direduksi pada proses pembakaran. Dengan rendahnya temperatur pembakaran ini, *ash fouling* dan korosi pada permukaan membuat pembakaran pada CFBC boiler akan lebih

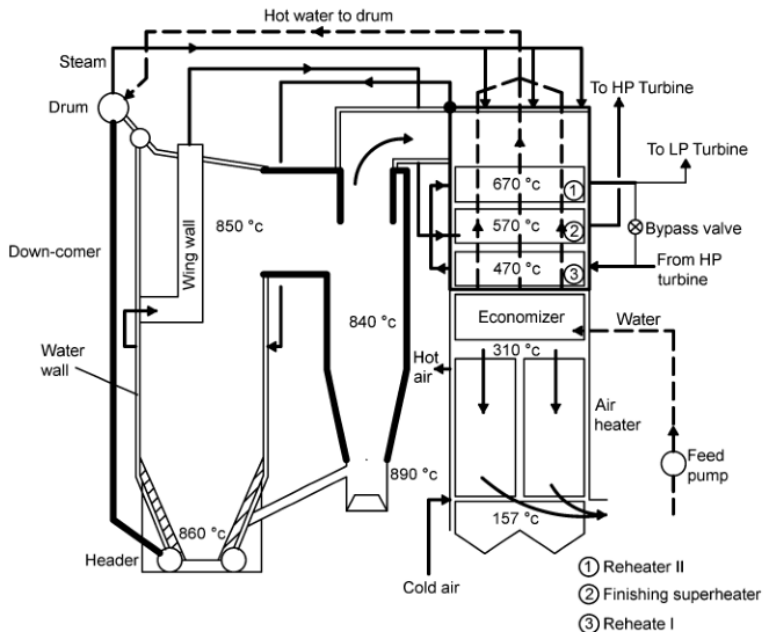
kompleks dan lebih sulit dilakukan dibandingkan PCC boiler. Walaupun pembakaran pada CFBC *boiler* memiliki temperatur operasi yang tergolong rendah, partikel panas yang terus bersirkulasi membuat perpindahan panas lebih efisien serta waktu tunggu dari pembakaran dan reaksi kimia dari batubara dapat berkurang.

Tabel 2.3 Perbandingan karakteristik dari *boiler*

Karakteristik	<i>Stoker</i>	<i>Bubbling</i>	<i>Circulating</i>	<i>Pulverized</i>
Ketinggian <i>furnace</i> (m)	0,2	1-2	15-40	27-45
Kecepatan gas <i>superficial</i> (m/s)	1-2	1,5-2,5	4-6	4-7
<i>Excess air</i> (%)	20-30	20-25	15-20	15-30
Laju <i>heat release</i> (MW/m ²)	0,5-1,0	0,5-1,5	3-5	4-6
Ukuran batubara (mm)	6-32	0-6	0-6	<0,1
Rasio <i>turndown</i>	4:1	3:1	3:4:1	3:1
Efisiensi pembakaran	85-90	90-96	95-99,5	99-99,5
Nitrogen oksida (ppm)	400-600	300-400	50-200	400-600
Sulfur dioksida yang terikat	Tidak ada	80-90	80-90	Tidak ada

Teknologi CFBC cocok dapat digunakan pada proses pembakaran bahan bakar dengan *grade* rendah atau pada bahan bakar yang sulit dibakar. Pada beberapa unit CFBC, batubara yang digunakan dapat berupa sisa yang tertinggal dari aktivitas pertambangan. Hal ini membuat batubara sisa dapat diubah menjadi energi listrik yang berharga. Teknologi CFBC masih

terus digunakan selama 25 tahun ini, dan masih terus berkembang. Hampir semua pembangkit listrik dengan teknologi CFBC merupakan pembangkit listrik dengan daya kecil (<330 MWe, dibandingkan pada PCC boiler yaitu >1000 MWe), dan *steam* dalam kondisi *subcritical*. Hal ini membuat sistem pembangkit listrik CFBC memiliki efisiensi yang lebih tinggi dibandingkan pembangkit listrik PCC pada kondisi *supercritical/ultra-supercritical*. Rendahnya kisaran ekonomis dari pembangkit listrik CFBC serta rendahnya efisiensi membuat biaya operasi menjadi tinggi, serta penggunaan CFBC menjadi terbatas.



Gambar 2.11 Gambar pembangkit listrik CFBC

Pada gambar 2.11 dapat dilihat skema dari pembangkit listrik CFBC. Pada gambar tersebut dapat dilihat bagian-bagian

dari *boiler*. Selain itu, temperatur rata-rata dari beberapa bagian penting dari CFBC juga diketahui.[4]

2.2.8 Emisi Pembakaran

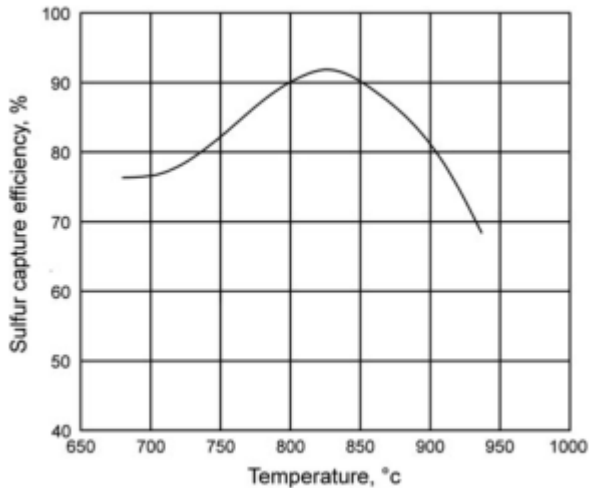
Pembakaran dari bahan bakar fosil merupakan sumber utama dari polusi udara. Berbagai *boiler* dan *engine* yang menggunakan bahan bakar fosil akan melepas polutan, seperti SO_2 , NO_x , CO, dan *fly ash*. *Sulfur dioxide* merupakan sumber utama dari hujan asam. *Nitric oxide* (NO_x), yakni *nitric oxide* (NO) dan *nitrogen dioxide* (NO_2), menjadi penyebab dari hujan asam dan asap. Walaupun *nitrous oxide* (N_2O) merupakan salah satu dari bagian *nitrogen oxide*, *nitrous oxide* tidak termasuk dari NO_x . Nitrous oxide merupakan salah satu penyebab dari efek rumah kaca dan penyebab pemanasan global. *Carbon dioxide* (CO_2) adalah penyebab utama dari pemanasan global, oleh karena itu pada pembangkit listrik dijadikan sebagai *major environmental index*. [4]

Pencemaran udara dapat dibagi menjadi tiga kelas berdasarkan efek yang disebarkan. Berikut ini daftar polutan dan efek yang ditimbulkan.

1. Polusi lokal – *fly ash*, Hg (penyebab kerak pada bangunan, asap, dan dapat masuk ke rantai makan)
2. Regional – SO_2 NO_x (penyebab hujan asam, membentuk ozon pada *ground level*)
3. Global – CO_2 , N_2 (penyebab perubahan iklim)

Pada CFB boiler, emisi dari SO_2 dapat direduksi dengan mengoptimalkan beberapa parameter pada boiler. Berikut ini parameter yang mempengaruhi emisi dari SO_2 .

1. Temperatur pembakaran
2. Laju sirkulasi fly-ash
3. Ketinggian ruang bakar
4. Tekanan pembakaran
5. Ukuran *sorbent* (batu kapur)



Gambar 2.12 Efek temperatur pembakaran terhadap efisiensi penangkapan sulfur

Pembentukan NO_x pada proses pembakaran dapat dikurangi dengan memodifikasi beberapa parameter pada sistem pembakaran. Beberapa parameter tersebut adalah sebagai berikut.

1. Menurunkan temperatur pembakaran

Dengan rendahnya temperatur pembakaran, oksidasi dari nitrogen dapat dikurangi, serta pembentukan NO_x dapat terhambat. Hal ini membuat temperatur pada saat pembakaran umumnya dijaga pada suhu 800–900 °C agar NO_x tidak terbentuk.

2. Pembagian tahapan dari udara

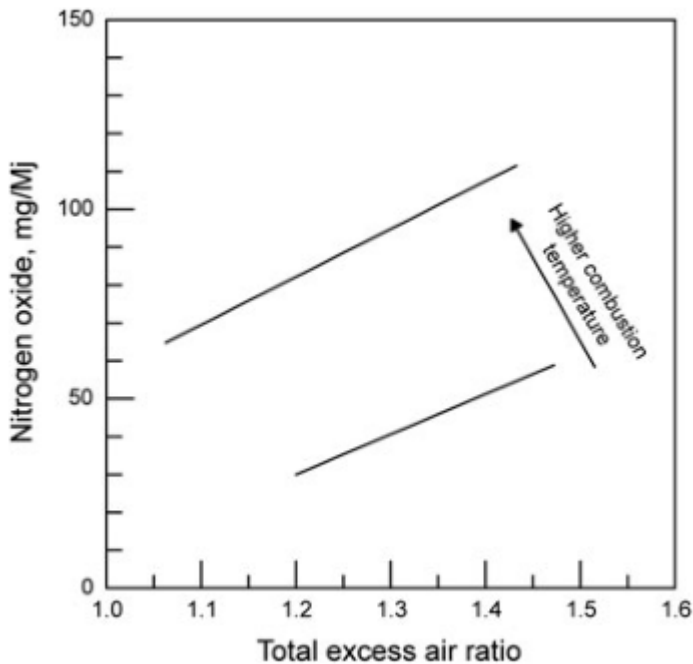
Pembagian udara dapat dilakukan dengan cara menambahkan udara pembakaran di bagian atas *boiler*. Dengan adanya pembuatan tahapan udara, pembentukan emisi NO_x dapat sangat berkurang, khususnya pada batubara dengan *volatile* tinggi.

3. Injeksi amonia

Injeksi amonia (NH_3) yang tepat pada bagian atas *boiler* atau *cyclone* dapat mengurangi jumlah emisi NO_x namun, hal ini

juga dapat berbahaya jika NH_3 masuk ke daerah *solid waste* atau *flue gas*.

4. Penurunan *excess air*



Gambar 2.13 Pengaruh rasio *excess air* terhadap emisi nitrogen oksida yang dihasilkan

Pada gambar 2.13 dapat diketahui bahwa seiring dengan peningkatan *excess air*, maka terjadi peningkatan emisi nitrogen oksida juga terjadi. Dengan adanya penurunan *excess air* sebesar 30 sampai 10%, maka emisi dari berkurang dari 150 ke 80 ppm.

2.2.9 Simulasi Pembakaran Batubara

Simulasi numerik proses pembakaran dalam ruang bakar sebuah generator uap PLTU merupakan salah satu metode untuk

mengetahui fenomena fisik yang terjadi di dalam ruang bakar. Oleh karena, itu dibutuhkan persamaan-persamaan fisik yang mengatur proses yang terjadi di dalam ruang bakar yang antara lain: [10]

1. Persamaan kekekalan massa (kontinuitas)

Persamaan kontinuitas yang diterapkan adalah:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_m$$

Persamaan diatas adalah persamaan umum kontinuitas untuk aliran *incompressible* maupun *compressible*. S_m adalah sumber massa (*mass source*) dari fasa diskrit ataupun reaksi spesies.

2. Persamaan kekekalan momentum

Persamaan umum kekekalan momentum dalam arah i untuk fasa kontinu diberikan dalam persamaan:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} (\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \rho \vec{g} + \vec{F}$$

Dengan p adalah tekanan statis, τ_{ij} adalah tensor tegangan geser, ρg_i dan F_i adalah pengaruh gaya gravitasi dan gaya eksternal atau gaya luar.

$$\tau_{ij} = \mu \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \mu \left(\frac{\partial u_k}{\partial x_k} \right) \delta_{ij}$$

Dengan μ adalah viskositas molekular dan τ_{ij} adalah tensor satuan.

3. Persamaan kekekalan energi

Persamaan umum kekekalan energi dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} (\rho E) + \nabla \cdot [\vec{v} (\rho E + p)] = -\vec{v} \cdot (\sum_j h_j J_j) + S_h$$

Dimana J_j adalah fluks difusi spesies, h_j adalah entalpi spesies dan p adalah tekanan. Suku S_h adalah sumber energi yang berasal dari reaksi, radiasi, perpindahan panas antara fasa kontinu dengan fasa diskrit, dan fluks energi. Pengaruh energi potensial dan kinetik diwakili oleh E pada suku kedua ruas kiri.

Persamaan-persamaan tersebut selanjutnya akan diselesaikan secara numerik dengan bantuan perangkat lunak.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB III METODOLOGI

3.1 Objek Penelitian

Objek pada penelitian kali ini adalah Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) Bangka pada kondisi operasi 22,5 MW, yakni 75% MCR (*maximum continous rating*). *Boiler* yang ada di PLTU Bangka berjenis *Circulating Fluidized Bed* (CFB) *Boiler*. Di dalam *boiler* terdapat 3 jenis fase yang bekerja yaitu batubara, udara dan terakhir pasir yang berfungsi sebagai media panas atau *fluidized bed*. Jika tidak ada pasir didalam *boiler* tipe CFB maka pembakaran tidak akan terjadi secara sempurna dan pembakaran tidak akan terjadi secara *uniform*. Pasir inilah yang membedakan *boiler* tipe CFB dari *boiler* jenis lainnya.

3.2 Tahapan Penelitian

Dalam melakukan penelitian dan simulasi CFD mengenai *boiler* ini, terdapat beberapa tahapan yang dilakukan, antara lain :

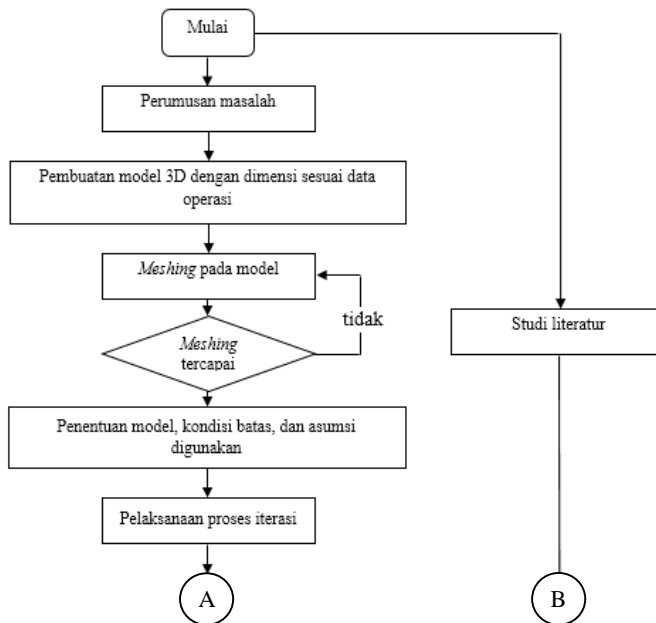
1. Studi kasus permasalahan, yaitu mengenai kemampuan dari *boiler* untuk mendapatkan karakteristik *fluidized* pada saat pembakaran. Selain itu, permasalahan mengenai erosi pada *boiler* juga akan dianalisa berdasarkan hasil dari simulasi yang dilakukan.
2. Studi literatur, yakni untuk memperdalam pemahaman mengenai permasalahan yang dibahas, dilakukan studi literatur yang berkaitan dengan proses operasional maupun pembakaran di *boiler* serta studi literatur mengenai simulasi pembakaran batubara pada *boiler*. Studi literatur diperoleh dari e-book, jurnal, dan penelitian terdahulu yang berkaitan dengan topik permasalahan.
3. Pengumpulan dan pengolahan data aktual sebelum melakukan penelitian, diperlukan adanya data acuan simulasi dari sistem yang akan ditinjau.
4. Pemodelan dan simulasi, yaitu diawali dengan *pre-processing* membuat geometri dan penentuan domain dari

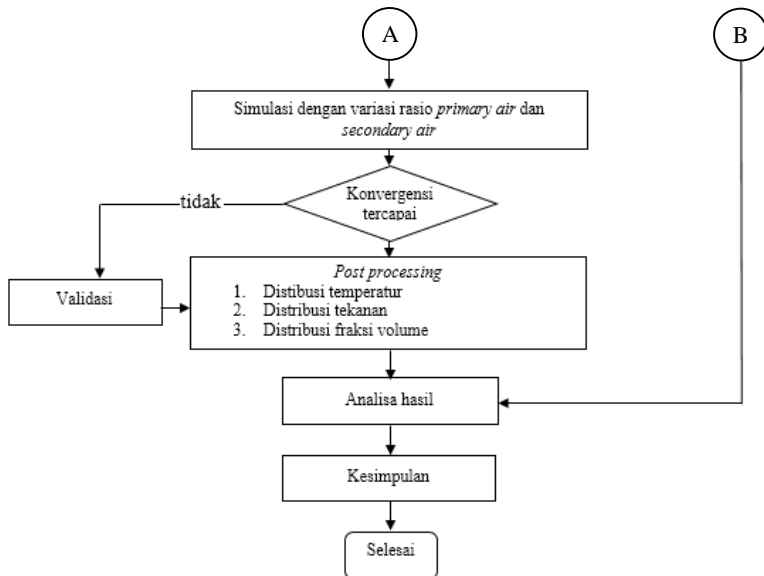
sistem pembakaran di *boiler* dengan desain yang telah ditentukan menggunakan software Gambit 2.4.6.

5. Selanjutnya, dilakukan *processing* berupa proses simulasi dan iterasi dari domain sistem yang telah dibuat.
6. Dan pada akhir simulasi, dilakukan *post-processing* dengan menampilkan hasil simulasi berupa distribusi temperatur, tekanan, kecepatan, serta distribusi pasir. Untuk *processing* dan *post-processing* digunakan software ANSYS FLUENT 16.2.

3.3 Flowchart Penelitian

Suatu kerangka atau diagram alir (*flowchart*) dari tahapan penelitian dapat mempermudah proses penelitian dan simulasi yang akan dilakukan, menggambarkan *flowchart* dari tahapan penelitian mengenai simulasi pembakaran batubara *circulated fluidized bed boiler*.





3.4 Tahapan Pemodelan dan Simulasi

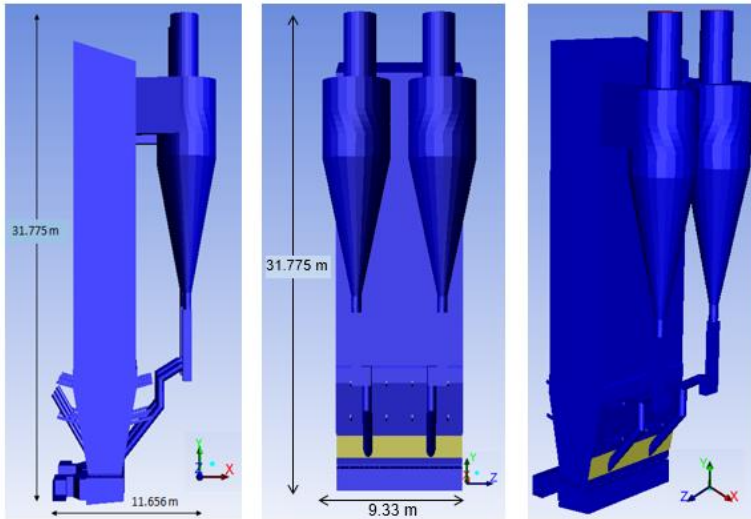
Seperti yang telah dijelaskan pada bagian sebelumnya, pemodelan dan simulasi menggunakan perangkat lunak CFD ANSYS FLUENT 16.2. Tahap utama pemodelan dan simulasi ini ada 3, yaitu *pre-processing*, *processing* dan *post-processing*. Penjelasan masing-masing tahapan akan dijelaskan pada anak sub-bab berikut:

3.4.1 Pre-processing

Preprocessing merupakan langkah pertama dalam melakukan simulasi numerik. Tahapan ini meliputi beberapa sub-tahapan antara lain: pembuatan geometri, penentuan domain, pembuatan *meshing*, dan penentuan parameter-parameter yang digunakan.

3.4.1.1 Geometri boiler

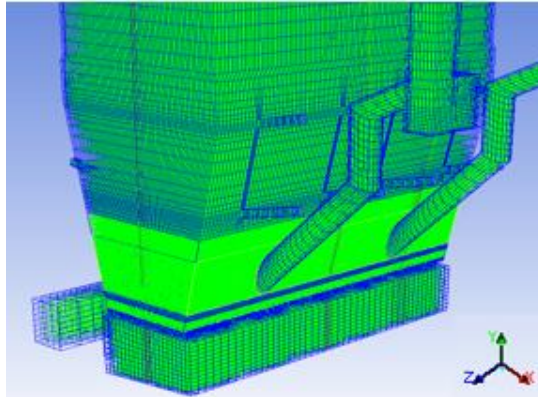
Gambar geometri *boiler* dapat dilihat pada gambar 3.1. Adapun pengerjaan pembuatan geometri *boiler* tersebut dilakukan dengan software Gambit 2.4.6.



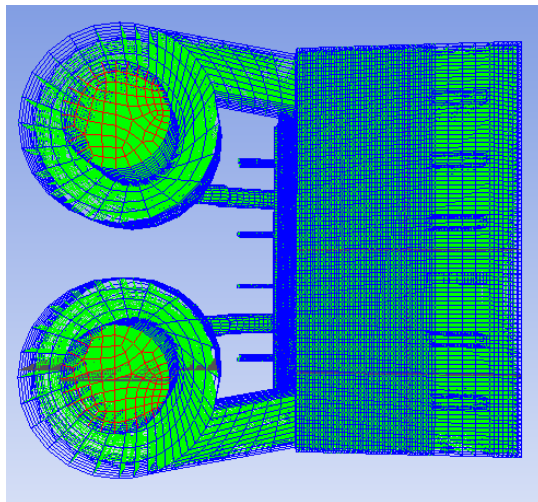
Gambar 3.1 Geometri dari *boiler* yang dibuat

3.4.1.2 Meshing

Meshing adalah proses pemecahan domain menjadi *volume* yang lebih kecil. Hal ini dilakukan untuk memudahkan diskritisasi domain aliran dan menerapkan persamaan pengendali pada domain aliran. *Meshing* yang digunakan dalam proses simulasi memiliki jumlah *node* sebanyak 2.273.622 *node*.



Gambar 3.2 *Meshing* pada *boiler* bagian bawah



Gambar 3.3 *Meshing* pada bagian atas *boiler*

3.4.2 Processing

Pada *processing*, proses ini merupakan proses kedua dalam simulasi CFD, yakni melakukan simulasi berdasarkan hasil *meshing* dari domain sistem menggunakan *software* FLUENT 16.2. Hal yang dilakukan diantaranya mengatur *solver* models,

materials, boundary conditions, operating conditions, control and monitoring conditions, serta *initialize conditions*. Setelah dilakukan pengaturan, dapat dimulai proses iterasi untuk menyelesaikan simulasi. Berikut di bawah ini merupakan penjelasan lebih lanjut mengenai langkah-langkah dalam *processing*.

3.3.2.1 Solver Models

Solver models yang digunakan pada penelitian ini dapat dilihat pada tabel 3.1

Tabel 3.1 Model yang digunakan dalam simulasi CFB boiler
PLTU Bangka

<i>Models</i>	Keterangan	Dasar Pemikiran
<i>Multiphase</i>	<i>Eulerian</i>	Proses yang berlangsung pada proses pembakaran melibatkan beberapa fasa dari material, yakni fasa <i>solid</i> , <i>fluid</i> , dan gas
<i>Energy</i>	<i>On</i>	Diperlukan temperatur hasil pembakaran
<i>Viscous</i>	<i>k-ε standard</i>	Model turbulensi ini telah umum digunakan dalam menganalisa aliran dalam dunia industri maupun pembakaran. Selain itu, model turbulensi <i>k-ε standard</i> dapat mendukung akurasi untuk <i>fluidized</i> dari udara pembakaran terhadap turbulensi pembakaran
<i>Radiation</i>	<i>Off</i>	Penelitian tidak mengarah ke perpindahan panas
<i>Heat exchanger</i>	<i>Off</i>	<i>Heat exchanger</i> diabaikan
<i>Species</i>	<i>Species transport</i>	Spesies kimia yang diinjeksikan mempunyai reaksi kimia

		(pembakaran) yang telah didefinisikan pada material yang digunakan
<i>Discrete phase</i>	<i>On</i>	Mendefinisikan injeksi untuk inlet batubara
<i>Solidification</i>	<i>Off</i>	Tidak diperlukan
<i>Acoustics</i>	<i>Off</i>	Tidak diperlukan
<i>Eulerian wall film</i>	<i>Off</i>	Tidak diperlukan

Reaction yang digunakan pada *mixture material* sesuai dengan *coal analysis* data operasi PLTU Bangka yang ditampilkan pada tabel 3.2.

Tabel 3.2 *Ultimate analysis* dan *proximate analysis* batubara yang digunakan PLTU Bangka

Ultimate analysis			Proximate analysis		
Material	Unit	Ash receiver (AR)	Material	Unit	Dry ash free (DAF)
Volatile	% wt	34,5	Karbon	% wt	70,49
Fixed carbon	% wt	32,3	Hidrogen	% wt	3,35
Ash	% wt	4,6	Oksigen	% wt	23,215
Total moisture	% wt	28,6	Nitrogen	% wt	1,147
			Sulfur	% wt	1,8

3.3.2.2 Materials

Dalam pengaturan material, digunakan udara dengan nilai densitas sebesar $0,295 \text{ kg/m}^3$, yakni densitas dari udara pada kondisi operasi *boiler*, serta viskositas sebesar $1,7894 \text{ e}^{-0,5} \text{ kg/ms}$. Selain itu, digunakan material aluminium dengan densitas 2719 kg/m^3 sebagai material dari dinding *boiler*. Berikut ini pada tabel 3.4 dapat dilihat *properties* yang digunakan pada batubara.

Tabel 3.3 *Properties* batubara pada material CFB boiler

<i>Properties</i>	Nilai	Sumber
<i>Density (kg/m³)</i>	1400	<i>Fluent database</i>
<i>Cp (J/kg.K)</i>	1500	<i>Fluent database</i>
<i>Vaporation temperature</i>	400	<i>Fluent database</i>
<i>Volatile component fraction</i>	34,5	Data perusahaan
<i>Binary difusivity</i>	0,0005	<i>Fluent database</i>
<i>Sweling coefficient</i>	2	<i>Fluent database</i>
<i>Combustile fraction (%)</i>	32,3	Data perusahaan
<i>React heat fraction absorbed by solid</i>	30	<i>Fluent database</i>
<i>Devilitization model (1/s)</i>	50	<i>Fluent database</i>
<i>Combustion model</i>	<i>Multiphase surface reaction</i>	Reaksi kimia yang disimulasikan meliputi reaksi volumetrik dan <i>particle surface</i>

Pada tabel 3.3 dapat dilihat *properties* dari pasir, yakni material yang digunakan sebagai *bed* material pada CFB boiler PLTU Bangka.

Tabel 3.4 *Properties* yang digunakan pada pasir

<i>Properties</i>	Nilai	Sumber
<i>Density (kg/m³)</i>	2500	Data perusahaan
<i>Viscosity (kg/m.s)</i>	0,00103	<i>Fluent database</i>
Diameter pasir (m)	0,0002	Data perusahaan

3.3.2.3 Operating Conditions

Operating condition digunakan untuk mengatur tekanan operasional di dalam sistem yang disimulasikan. Dalam simulasi

ini, tekanan operasional diatur pada tekanan 101325 Pa serta pengaruh gaya gravitasi pada arah sumbu y negatif.

3.3.2.4 Boundary Conditions

Boundary condition adalah batasan kondisi pada domain pemodelan simulasi untuk melakukan pendekatan kepada keadaan aktual Kondisi batas serta jenis kondisi batas yang diinginkan akan ditentukan pada tahap ini. Kondisi batas untuk *boiler* secara keseluruhan dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 3.5 *Boundary condition* yang digunakan pada simulasi

Nama <i>boundary condition</i>	Tipe	Fasa	Keterangan
<i>Primary air</i>	<i>Mass flow inlet</i>	Udara	$\dot{m}_1 = 6.077 \text{ kg/s}$ $\dot{m}_2 = 5.389 \text{ kg/s}$ $P = 8.2 \text{ kPa}$ $T_1 = 457.4 \text{ K}$ $T_2 = 495.8 \text{ K}$
<i>Secondary air</i>	<i>Mass flow inlet</i>	Udara	$\dot{m}_1 = 2.181 \text{ kg/s}$ $\dot{m}_2 = 2.167 \text{ kg/s}$ $P = 4.4 \text{ kPa}$ $T_1 = 510.5 \text{ K}$ $T_2 = 495.4 \text{ K}$
<i>Coal inlet</i>	<i>Mass flow inlet</i>	Coal	$\dot{m} = 4.944 \text{ kg/s}$
<i>Outlet</i>	<i>Pressure outlet</i>	<i>Mixture</i>	$P_1 = -0.9 \text{ kPa}$ $P_2 = -0.9 \text{ kPa}$

3.3.2.5 Variasi Data

Dalam simulasi ini dilakukan pada beban 22,5 MW. Variasi dilakukan pada jumlah *secondary air* yang masuk, dengan jumlah *primary air* dan batubara yang konstan. Berikut ini tabel data yang akan divariasikan pada penelitian ini.

Tabel 3.6 Data variasi yang akan digunakan

<i>Primary air</i>	<i>Secondary air</i>	AFR	Sumber data	Batubara	<i>Equivalence ratio (ϕ)</i>
$\dot{m} = 11.46$ kg/s	$\dot{m} = 4.34$ kg/s	3.52	Aktual	$\dot{m} = 4.94$ kg/s	2.69
$\dot{m} = 11.46$ kg/s	$\dot{m} = 13.92$ kg/s	5.46	Variasi	$\dot{m} = 4.94$ kg/s	1.73
$\dot{m} = 11.46$ kg/s	$\dot{m} = 23.55$ kg/s	7.40	Variasi	$\dot{m} = 4.94$ kg/s	1.28
$\dot{m} = 11.46$ kg/s	$\dot{m} = 33.15$ kg/s	9.34	Variasi	$\dot{m} = 4.94$ kg/s	1.02

3.3.2.6 Operating Conditions

Operating Conditions merupakan perkiraan tekanan daerah operasi *boiler*. Sebagai acuan diambil pada inlet *primary air* dengan tekanan 8200 Pa.

3.3.2.7 Initialize

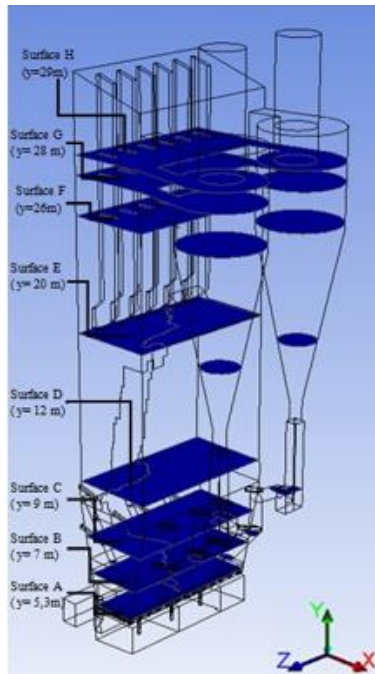
Initialize merupakan tebakan awal sebelum melakukan perhitungan sehingga akan memudahkan dalam mencapai konvergen. Tebakan dapat dimulai dari kondisi batas sisi masuk, sisi keluar, semua zona dan lain-lain. *Initialize* yang digunakan adalah *standard initialize*.

3.3.2.8 Monitoring Residual

Monitor Residual adalah tahap penyelesaian masalah berupa proses iterasi hingga mencapai harga konvergen yang diinginkan. Harga konvergen ditetapkan sebesar 10^{-3} artinya proses iterasi dinyatakan telah konvergen setelah residualnya mencapai harga di bawah 10^{-3} . Namun jika nilai konvergen tetap tidak tercapai maka untuk proses validasi dapat dilakukan pengambilan data pada iterasi tertentu dimana pada iterasi tersebut memiliki nilai parameter yang hampir sama dengan data operasi aktual.

3.4.3 Post-processing

Post-processing merupakan hasil serta analisa terhadap hasil yang telah diperoleh berupa data kualitatif (kontur) dan data kuantitatif berupa grafik maupun tabel data. Pada penelitian ini penganalisaan pada karakteristik pembakaran dilakukan terhadap distribusi temperatur (kontur dan grafik), distribusi kecepatan (kontur). Selain itu ada juga kontur dari volume fraksi pasir yang ada didalam *boiler*.



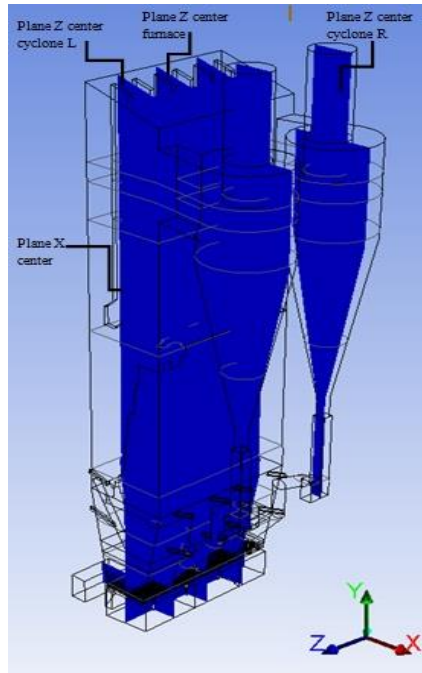
Gambar 3.4 Gambar potongan melintang *boiler* potongan *plane y*

Pada potongan melintang (*plane x-z*), diambil potongan dengan koordinat *y* sebesar sebesar 5.3 m (*surface A*), 7 m (*surface B*), 9 m (*surface C*), 12 m (*surface D*), 20 m (*surface E*), 26 m

(*surface F*), 28 m (*surface G*) dan 29 m (*surface H*). Berikut adalah alasan-alasan mengapa bidang pada ketinggian tersebut dipilih :

1. Ketinggian 5,3 meter
Alasan bidang pada ketinggian tersebut dipilih adalah karena pada ketinggian tersebut merupakan jalur keluar langsung dari nozzle, sehingga data bisa dipastikan data yang didapatkan cukup akurat.
2. Ketinggian 7 meter
Alasan bidang pada ketinggian tersebut diambil adalah karena pada ketinggian tersebut adalah bidang yang paling dekat dengan *coal inlet*. Bidang ini diperlukan untuk validasi data *coal inlet*.
3. Ketinggian 9 meter
Alasan bidang pada ketinggian tersebut diambil adalah karena pada ketinggian tersebut adalah bidang yang paling dekat dengan *secondary air inlet*, diperlukan untuk validasi data *secondary air*.
4. Ketinggian 12 meter
Alasan bidang pada ketinggian tersebut dipilih adalah untuk validasi data secondary air, jalur secondary air ada 16 oleh karena itu diperlukan 2 bidang untuk pemvalidasian data.
5. Ketinggian 20 meter
Alasan bidang pada ketinggian tersebut dipilih karena bidang tersebut merupakan center dari sumbu-y, sehingga data di bidang tersebut dirasa perlu.
6. Ketinggian 26 meter
Alasan bidang tersebut dipilih dikarenakan pada ketinggian tersebut terdapat *superheater*.
7. Ketinggian 28 meter
Alasan bidang pada ketinggian tersebut dipilih adalah karena pada ketinggian tersebut terdapat *outlet* dari boiler menuju *cyclone*.
8. Ketinggian 29 meter

Alasan bidang tersebut dipilih adalah karena pada bidang tersebut merupakan *outlet* dari *cyclone*.



Gambar 3.5 Gambar potongan *plane x* dan *plane z* untuk mengambil kontur

Pada gambar 3.5 dapat diketahui *plane x* dan *plane z* yang diperlukan untuk pengambilan gambar kontur baik kontur kecepatan, temperature, tekanan, maupun kontur volume fraksi dari pasir. *Plane-x* dan *plane-z* diambil dengan alasan bahwa pada bidang tersebut kontur akan bisa terlihat dengan jelas bila dibandingkan dengan tampilan dari *plane-y*. Pada *plane z* diambil beberapa surface, yakni pada bagian tengah *furnace*, bagian tengah *cyclone left*, dan bagian tengah *cyclone right*.

3.5 Rancangan Penelitian

Rancangan parameter input penelitian simulasi numerik untuk menganalisa karakteristik fluidisasi, pembakaran, serta erosi pada CFB boiler PLTU Bangka dengan variasi *secondary air* yang dilakukan dapat dilihat pada tabel 3.7.

Tabel 3.7 Parameter input penelitian

Parameter	Input	Variabel
<i>Outlet</i>	Tekanan	Konstan
Batubara	Temperatur	
	<i>Mass flow rate</i>	
<i>Primary air</i>	Temperatur	
	<i>Mass flow rate</i>	
<i>Secondary air</i>	Temperatur	Variasi
	<i>Mass flow rate</i>	

Tabel 3.8 Parameter output penelitian

Tinjauan	Parameter	Data hasil simulasi
Fluidisasi	Kecepatan dan tekanan dari fluida	Kontur pada potongan vertikal <i>center boiler</i>
		Kontur pada beberapa elevasi <i>boiler</i>
		Data kuantitatif
Erosi pada <i>boiler</i>	<i>Solid fraction</i> dan kecepatan dari <i>sand particle</i>	Kontur pada potongan vertikal <i>center boiler</i>
		Kontur pada beberapa elevasi <i>boiler</i>
		Data kuantitatif
Pembakaran	Temperatur yang dihasilkan	Kontur pada potongan vertikal <i>center boiler</i>
		Kontur pada beberapa elevasi <i>boiler</i>
		Data kuantitatif

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

Setelah dilakukan proses perhitungan dan mencapai konvergensi, data hasil simulasi akan dianalisa. Terdapat beberapa visualisasi yang akan ditunjukkan berupa kontur kecepatan udara, tekanan, fraksi massa, dan temperatur. Pada hasil analisa data kali ini ada beberapa kondisi yang telah ditentukan, yaitu batubara (temperatur dan *mass flow rate*), *primary air* (temperatur dan *mass flow rate*), *secondary air* (temperatur) dan *outlet* (tekanan). Sedangkan yang dilakukan variasi pada simulasi ini adalah *mass flow* dari *secondary air*.

Pada simulasi ini, data operasi yang digunakan adalah sebagai berikut.

1. Beban 22.5 MW (75% MCR)
2. Ketinggian pasir 0.4 m
3. *Volume fraction* dari pasir adalah 0.5
4. *Mass flow* dari *primary air* adalah 11.46 kg/s
5. *Mass flow* dari batubara adalah 4.94 kg/s

Variasi yang digunakan adalah sebagai berikut.

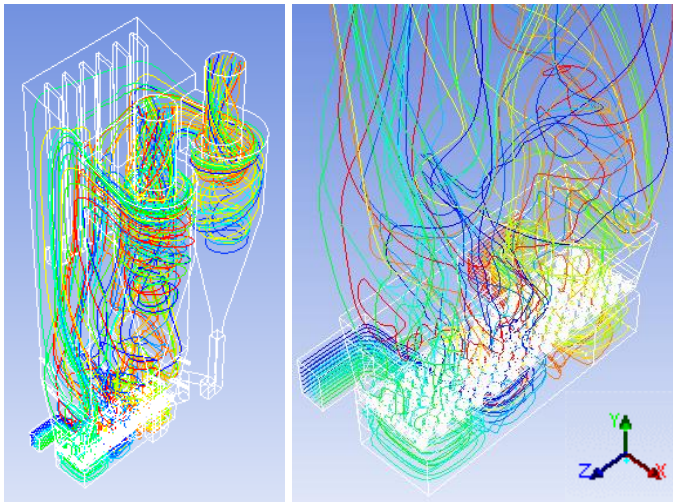
Tabel 4.1 Variasi *secondary air* yang dilakukan pada simulasi

<i>Primary air</i>	<i>Secondary air</i>	AFR	Sumber data	Batubara	<i>Equivalence ratio</i> (ϕ)
$\dot{m} = 11.46$ kg/s	$\dot{m} = 4.34$ kg/s	3.52	Aktual	$\dot{m} = 4.94$ kg/s	2.69
$\dot{m} = 11.46$ kg/s	$\dot{m} = 13.92$ kg/s	5.46	Variasi	$\dot{m} = 4.94$ kg/s	1.73
$\dot{m} = 11.46$ kg/s	$\dot{m} = 23.55$ kg/s	7.40	Variasi	$\dot{m} = 4.94$ kg/s	1.28
$\dot{m} = 11.46$ kg/s	$\dot{m} = 33.15$ kg/s	9.34	Variasi	$\dot{m} = 4.94$ kg/s	1.02

4.1 Analisa Aliran Fluida pada *Boiler*

4.1.1 Analisa Aliran Fluida dari *Primary air*

Visualisasi aliran udara digunakan untuk menunjukkan tanda-tanda adanya *vortek* dan *backflow* didalam *boiler*. *Vortek* merupakan suatu aliran membentuk seperti pusaran yang disebabkan oleh beberapa faktor seperti viskositas molekul atau partikel, kecepatan aliran, dan geometri yang menyebabkan arah aliran bergerak melawan arah aliran dan berputar-putar. *Backflow* merupakan suatu aliran yang mengalami penurunan kecepatan yang disebabkan oleh *friction* antar molekul atau disebut viskositas dan tegangan geser pada dinding, sehingga pada saat kecepatan 0 mulai terjadi *backflow* sehingga terbentuk *vortek*. Visualisasi aliran ini didapatkan dari simulasi numerik yang ditunjukkan pada gambar 4.1 sampai 4.2.



Gambar 4.1 *Pathline* dari *primary air* hasil dari simulasi

Dari hasil pengecekan terhadap *pathline* udara *primary air* melintasi geometri domain simulasi seperti pada Gambar 4.1 menunjukkan bahwa *pathline* udara masuk melalui *boundary inlet*

dan bergerak melintasi *windbox*, *nozzle*, zona *lower furnace* sampai *upper furnace*. Lintasan selanjutnya memasuki *cyclone* dan keluar pada *exit cyclone*. Hal ini menunjukkan bahwa geometri dan meshing yang telah dibuat merupakan 1 unit domain simulasi yang dibatasi oleh *boundary inlet* dan *outlet* dan tersusun dari *meshing area* yang terhubung satu dengan yang lain.

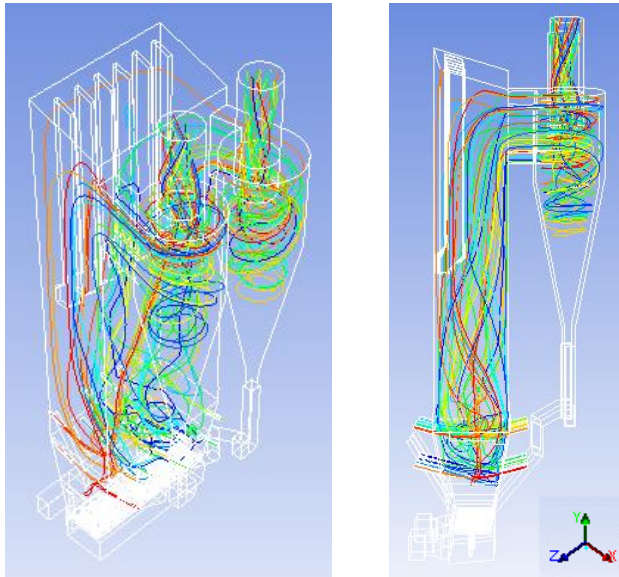
Pengecekan *pathline* juga dilakukan pada bagian-bagian *instrument* yang krusial, yaitu *windbox* dan *nozzle* seperti ditunjukkan pada Gambar 4.1. Pada gambar ini menunjukkan bahwa lintasan udara memasuki *nozzle* dari bagian bawah dan keluar terdistribusi merata pada 8 lubang *nozzle*. Selanjutnya lintasan udara menuju *lower furnace* dan bergerak menuju *upper furnace*. Pada gambar 4.1 bagian bawah menunjukkan bahwa lintasan udara memasuki *lower furnace* cenderung kurang terdistribusi merata sepanjang penampang horizontal, tetapi lebih terkonsentrasi pada lintasan tengah (*center*).

Untuk lintasan *primary* dan *secondary air* sebelah kiri dan kanan atau lintasan 1 dan 2, pencampurannya pada *header* udara kurang bisa menghasilkan pencampuran yang homogen, sehingga *primary air* keluar *nozzle* cenderung terdistribusi kurang merata atau seragam, cenderung mengumpul di sisi kiri dan sisi kanan. Hal ini menyebabkan *pathline* udara juga menunjukkan ketidak seragaman sepanjang lintasan, mulai keluar *nozzle*, sepanjang *furnace* maupun memasuki *cyclone*.

4.1.2 Analisa Aliran Fluida dari *Secondary air*

Selain itu, dilakukan pula pengecekan *pathline* udara *secondary air* agar diketahui karakteristik yang dihasilkan dari aliran fluida dan proses fluidisasi. Pada gambar 4.2 dapat dilihat *pathline* dari *secondary air*. *Secondary air* masuk ke ruang bakar melalui 13 buah inlet. Dengan adanya inlet yang berjumlah 13 buah, distribusi dari udara pada ruang bakar akan lebih merata. Setelah *secondary air* masuk melalui inlet, aliran fluida akan mengarah ke bagian bawah, dikarenakan inlet dari *secondary air* yang juga mengarah bawah. Aliran lalu bertumbukan dengan

sand particle yang berada di bagian bawah *furnace*, dekat dengan bagian *nozzle* dari *windbox*. Aliran dari *secondary air* akan berubah arah ke atas *boiler*. Hal ini dikarenakan adanya pengaruh dari *primary air*, dan juga inlet dari *boiler* yang berada di atas *boiler*.



Gambar 4.2 *Pathline* dari *secondary air* pada *boiler*

Dengan adanya *secondary air* ini, pencampuran dari *primary air* dan *secondary air* akan meningkatkan turbulensi yang ada pada *furnace*. Dengan meningkatnya turbulensi pada ruang bakar, maka proses pembakaran akan lebih maksimal. Hal ini dikarenakan proses pembakaran dari bahan bakar sebagian besar dipengaruhi oleh 3T, yakni *temperature*, *time*, dan *turbulence*. Campuran aliran dari *primary air* dan *secondary air* inilah yang membuat proses pembakaran dari batubara terjaga dengan baik dengan adanya kondisi *special hydrodynamic* pada ruang bakar. Gabungan antara kecepatan gas, aliran *solid* yang

terus bersirkulasi, karakteristik *solid*, dan geometri dari sistem akan membuat kondisi *special hydrodynamic*. Hal ini membuat kecepatan *solid particle* akan terfluidisasi melebihi *terminal velocity* dari tiap partikel. Partikel *solid* akan bergerak naik turun pada *furnace*, yang akan membuat partikel akan bersirkulasi sepanjang *boiler*.

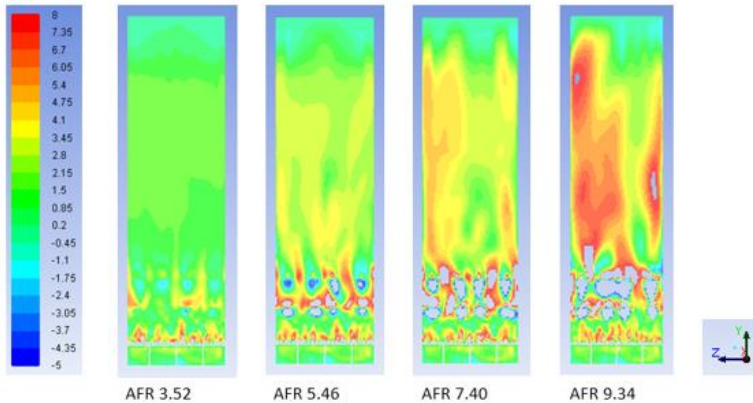
4.2 Analisa pada Proses Fluidisasi

4.2.1 Analisa Kecepatan dari Udara

Visualisasi kontur kecepatan aliran untuk udara digunakan untuk menunjukkan tanda-tanda adanya *vortek* dan separasi atau *backflow* di dalam *boiler*, baik di dalam *nozzle*, *furnace*, ataupun pada *cyclone*. *Vortek* merupakan suatu aliran membentuk seperti pusaran yang disebabkan oleh beberapa faktor seperti viskositas molekul atau partikel, kecepatan aliran dan geometri yang menyebabkan arah aliran bergerak melawan arah aliran dan berputar-putar. Separasi atau *backflow* merupakan suatu aliran yang mengalami penurunan kecepatan yang disebabkan oleh *friction* antar molekul atau disebut viskositas dan tegangan geser pada dinding, sehingga pada saat kecepatan 0 mulai terjadi *backflow* sehingga terbentuk *vortek*. Visualisasi data kecepatan diambil pada beberapa *plane*, yakni pada *plane-x*, *plane-y*, dan terhadap ketinggian *boiler*.

Pada pengambilan data kecepatan udara, dilakukan pengambilan data dari *superficial velocity*. Adapun pengertian *superficial velocity* adalah kecepatan dari fluida, baik cair maupun gas yang digunakan untuk pada pengontakan dengan partikel-partikel padat. Dengan adanya proses ini, diharapkan partikel tersebut memiliki sifat seperti fluida pada umumnya, yakni memiliki viskositas yang tinggi sehingga dapat mengalir dengan baik. Pada *furnace*, dengan adanya *superficial velocity* ini akan membuat partikel dari pasir akan terfluidisasi. *Superficial velocity* yang diukur pada data ini adalah kecepatan pada sumbu-y, dikarenakan pada sumbu inilah udara pada *furnace* akan mengangkat partikel pasir. Kecepatan *superficial velocity* dari

udara dapat digunakan untuk menganalisa apakah proses fluidisasi pada *boiler* telah terjadi dengan baik atau tidak.



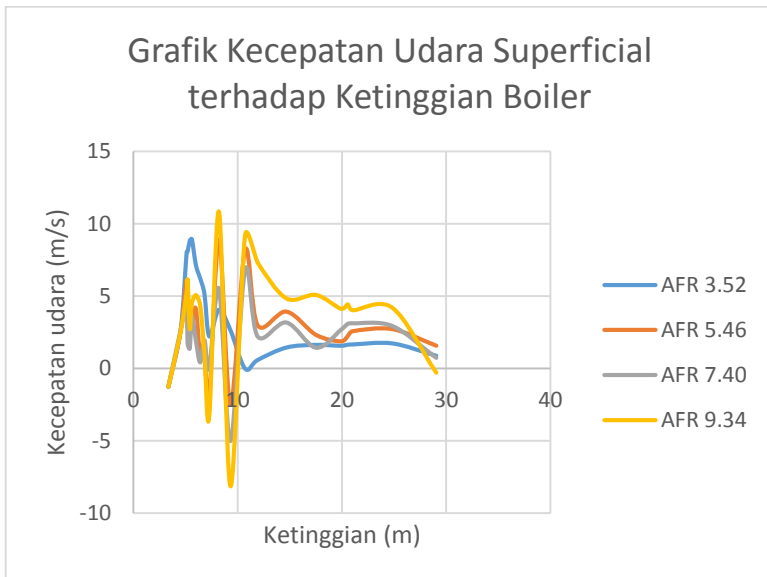
Gambar 4.3 Kontur kecepatan *superficial* dari udara masing-masing variasi

Pada gambar 4.3 dapat dilihat pengaruh dari *mass flow* dari *secondary air* terhadap kecepatan *superficial* dari udara. Pada variasi pertama, yakni AFR 3.52, kecepatan rata-rata dari *superficial* mencapai 2.18 m/s. Pada variasi ini distribusi kecepatan udara cenderung merata di semua bagian *furnace*, sehingga tergolong baik dalam hal fluidisasi. Dengan *mass flow* dari *secondary air* sebesar AFR 3.52, aliran udara ke arah bawah *boiler* tidak terlalu besar. Hal ini dikarenakan nilai dari *secondary air* tidak terlalu besar dibandingkan dengan *primary air*.

Sedangkan pada variasi kedua, yakni *secondary air* sebesar AFR 5.46, distribusi kecepatan *superficial* cenderung menyerupai distribusi pada variasi pertama. Pada dengan meningkatkan *mass flow* dari *secondary air*, kecepatan *superficial* dari *boiler* akan meningkat pula. Namun pada daerah dekat dengan inlet *secondary air*, kecepatan udara yang mengarah bawah cukup tinggi, yakni sebesar -5 m/s (ke arah sumbu y negatif). Dengan adanya kecepatan ke bawah ini, akan

mempengaruhi persebaran *sand particle* dan juga aliran dari bawah, yaitu yang berasal dari *primary air*.

Pada variasi yang ketiga, yaitu dengan *mass flow secondary air* sebesar AFR 7.40, kecepatan pada sumbu-y dapat mencapai 6.7 m/s. Hal ini dapat membuat *sand particle* yang berada pada daerah tersebut terangkat ke bagian atas *boiler*. Selain itu, daerah yang memiliki kecepatan ke arah sumbu-y negatif meningkat. Fenomena dari distribusi kecepatan dapat dilihat pada gambar 4.3. Terlihat pula bahwa udara yang memiliki kecepatan *superficial* tinggi berada pada bagian tengah *boiler*. Pada daerah tengah *boiler*, udara cenderung tidak dipengaruhi oleh gesekan pada daerah sekitar dinding *boiler*.



Gambar 4.4 Grafik kecepatan *superficial* udara terhadap ketinggian *boiler*

Evaluasi terhadap proses fluidisasi, juga dilakukan dengan mengevaluasi grafik dari kecepatan udara. Hal ini

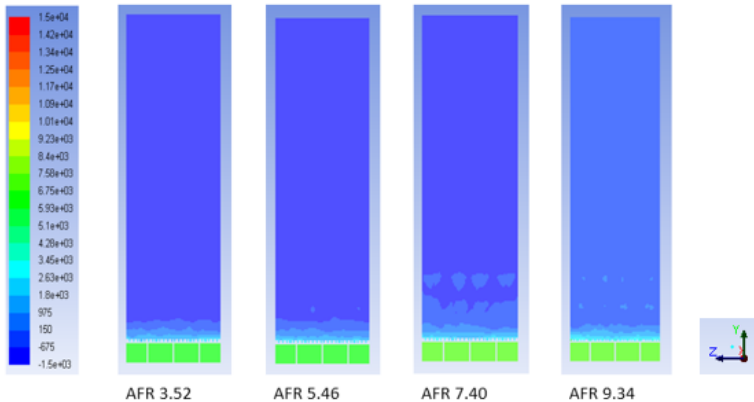
ditunjukkan pada Gambar 4.4. Pada Gambar 4.4 menunjukkan grafik dari kecepatan udara *superficial* terhadap ketinggian *boiler*. Pada grafik tersebut dapat dilihat bahwa pada daerah di atas *windbox*, yakni ketinggian 5 m, memiliki kecepatan yang paling tinggi. Seiring dengan kenaikan posisi pengambilan data, maka kecepatan udara semakin berkurang. Kecepatan udara semakin berkurang khususnya pada saat melewati daerah fluidisasi dari *sand particle* berada. Setelah melewati daerah *sand particle*, yaitu pada ketinggian 8 m, kecepatan udara relatif konstan. Hal ini dikarenakan aliran dari udara tidak lagi dipengaruhi oleh *disturbance*, yakni *sand particle* dan *secondary air flow*. Sedangkan pada ketinggian 28 m, aliran dari udara mengarah ke sumbu-y negatif. Titik ini berada bagian atas dari *ducting* yang menuju ke cyclone, sehingga aliran udara akan bergerak ke arah sumbu-y negatif.

Dengan adanya variasi *secondary air*, terjadi perbedaan besar kecepatan *superficial* dan distribusi dari kecepatan itu sendiri. Pada gambar 4.5 dapat dilihat variasi yang dilakukan untuk melihat pengaruhnya terhadap kecepatan pada ketinggian tertentu. Pada daerah *windbox*, kecepatan terbesar ada pada saat *mass flow* dari *secondary air* sebesar AFR 3.52. Pada variasi ini, kecepatan searah sumbu-y dapat mencapai 5 m/s. Dari analisa pada kontur kecepatan, dapat dilihat bahwa kecepatan ke arah bawah (sumbu-y negatif) memiliki nilai yang paling kecil sesuai dengan *mass flow* dari *secondary air* masuk. Namun pada saat aliran udara masuk ke daerah *furnace*, *secondary air* akan meningkatkan kecepatan udara pada daerah *boiler*. Seiring dengan kenaikan *mass flow secondary air*, maka kecepatan udara *superficial* akan meningkat pula pada daerah ini.

4.2.2 Analisa Tekanan pada Boiler

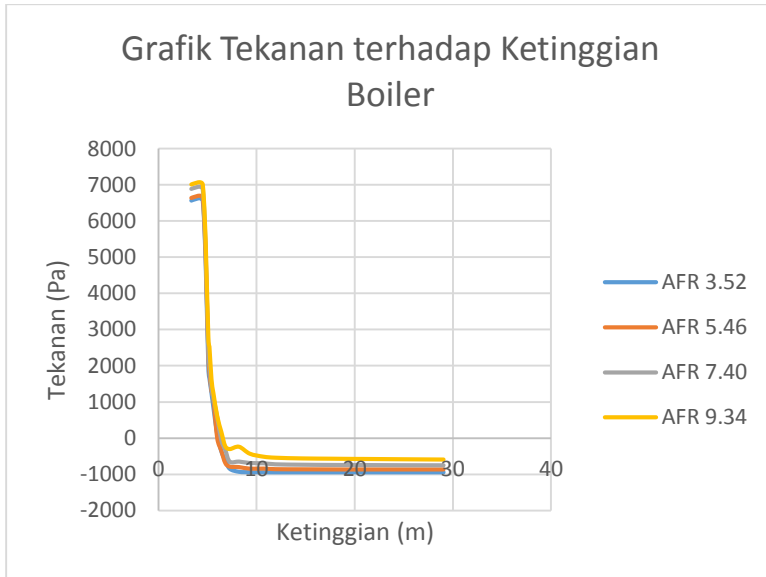
Visualisasi kontur tekanan digunakan untuk mengetahui tingkat penurunan tekanan pada variasi jarak tertentu dengan melihat nilai tekanan absolut atau tekanan statis, sehingga dapat diketahui perubahan tekanan yang terjadi di dalam *boiler*. Kontur

tekanan juga digunakan untuk mengetahui besar pressure drop yang terjadi di dalam *boiler*. Gambar 4.5 menunjukkan visualisasi hasil dari simulasi numerik.



Gambar 4.5 Kontur dari distribusi tekanan statis

Pada gambar 4.5 dapat dilihat kontur dari distribusi tekanan pada *boiler*. Pada gambar tersebut dapat dilihat pengaruh dari *sand material* terhadap tekanan yang dihasilkan. Pada daerah *windbox*, yakni bagian yang memiliki tekanan yang paling besar sekitar 6565 N/m^2 , distribusi dari tekanan cukup merata sepanjang bagian tersebut. Tingginya tekanan pada daerah tersebut dikarenakan fungsi dari *windbox* adalah sebagai kotak udara sebelum masuk ke dalam ruang bakar. Udara lalu akan keluar melewati *nozzle* yang mengarah ke tas *boiler*. Dengan adanya sistem ini, tekanan pada *windbox* akan naik, dan juga kecepatan udara yang keluar dari *nozzle* akan meningkat. Hal inilah yang lalu menyebabkan pasir akan terangkat dan fluidisasi pada ruang bakar terjadi.



Gambar 4.6 Grafik tekanan terhadap ketinggian *boiler*

Pada gambar 4.6 dapat dilihat grafik tekanan terhadap ketinggian *boiler*. Pada grafik tersebut dapat diketahui bahwa tekanan yang dihasilkan pada ruang bakar sangat dipengaruhi oleh *sand particle*. Pada bagian *windbox*, tekanan yang dihasilkan dapat mencapai 7012 Pa pada AFR 9.34. Tekanan pada daerah tersebut cukup tinggi dikarenakan adanya *sand particle* pada daerah dekat dengan *nozzle*, sehingga tekanan akan naik. Dengan tinggi tekanan pada daerah *windbox* ini, aliran udara akan bergerak ke bagian yang tekanannya lebih tinggi, yakni daerah *upper furnace* atau dekat dengan outlet. Hal ini akan membantu pergerakan *flue gas* yang dihasilkan. Dari hasil simulasi, tekanan yang dihasilkan pada daerah *upper furnace* sangat dipengaruhi oleh tekanan outlet pada daerah dekat dengan *cylone*. Pada daerah ini, nilai tekanan yang diinput adalah sebesar -0.9 kPa.

Ergun (1952) lalu membuat persamaan untuk penurunan tekanan pada aliran fluida yang melewati celah di antara *packed bed*.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \epsilon)^2 \mu U}{\epsilon^3 d_p^2} + 1.75 \frac{(1 - \epsilon) \rho_g U^2}{\epsilon^3 d_p}$$

Dimana:

ΔP	= perubahan tekanan
L	= jarak antara kedua titik
ϵ	= <i>voidage</i> (celah pada <i>packed bed</i>)
U	= kecepatan <i>superficial</i> saat melewati celah <i>packed bed</i>
μ	= viskositas gas
d_p	= diameter partikel
ρ_g	= densitas gas

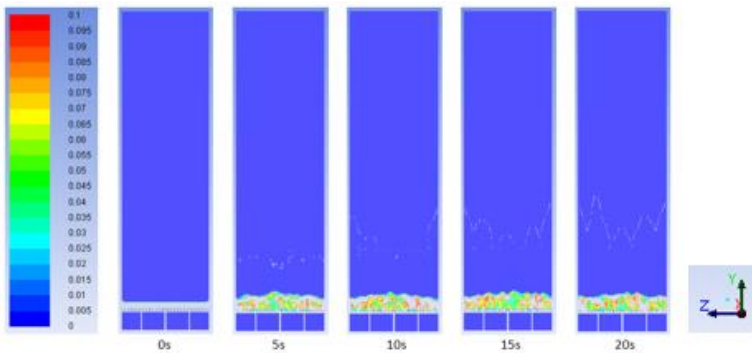
Pada persamaan di atas dapat kita ketahui hubungan antara beberapa parameter operasi terhadap perubahan tekanan di ruang bakar. Beberapa parameter seperti jarak kedua titik uji, viskositas gas, kecepatan *superficial*, dan densitas gas akan membuat perubahan tekanan akan semakin besar. Sedangkan parameter lain, seperti *voidage* dan diameter partikel akan membuat selisih antara tekanan kedua titik menjadi kecil.

Dengan adanya peningkatan *mass flow* dari *secondary air*, maka kecepatan *superficial* udara akan meningkat. Hal ini sesuai dengan analisa sebelumnya mengenai pengaruh *mass flow* dari *secondary air* terhadap kecepatan *superficial*. Namun dengan meningkatnya *mass flow secondary air*, maka distribusi akan tidak merata sepanjang *boiler*. Meningkatnya *mass* dari *secondary air* juga akan menyebabkan *voidage* (celah pada *packed bed*) akan berubah. Partikel pasir akan tidak akan terangkat jika kecepatan *superficial* tidak melebihi *terminal velocity*. Namun bila udara yang mengalir terlalu besar, banyak *sand particle* yang terangkat ke atas dan membuat *voidage* yang terbentuk semakin besar pula.

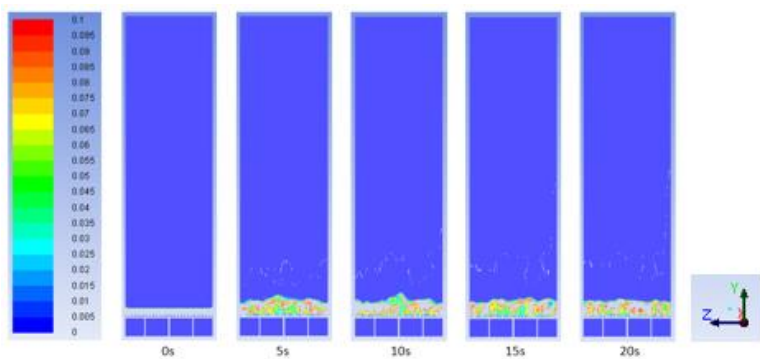
Selain disebabkan oleh *sand particle* yang ada pada *packed bed*, penurunan tekanan dapat disebabkan oleh beberapa faktor lainnya. Faktor lain yang dapat menyebabkan penurunan tekanan adalah adanya *head loss* pada *boiler*, yakni *friction*, inlet dan outlet, *enlargement* dan *contraction*, *valve*, dan juga *pipe bend*.

4.2.3 Analisa Distribusi dari *Sand particle* terhadap Perubahan Waktu

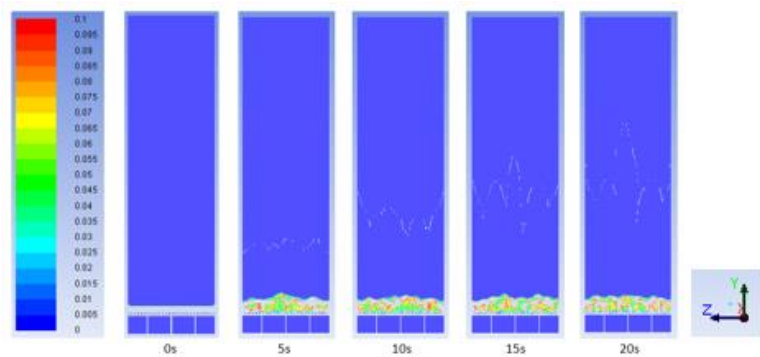
Visualisasi *volume fraction* digunakan untuk mengetahui distribusi dari *sand particle* sepanjang *boiler*. Kontur *volume fraction* diambil pada waktu tertentu, sehingga kecenderungan pergerakan dari partikel dapat diketahui. Pada masing-masing variasi *mass flow* dari *secondary air* dilakukan analisa agar pengaruh perubahan *mass flow* dari *secondary air* dapat diketahui. Gambar 4.7 menunjukkan visualisasi kontur dari *volume fraction* hasil simulasi yang dilakukan.



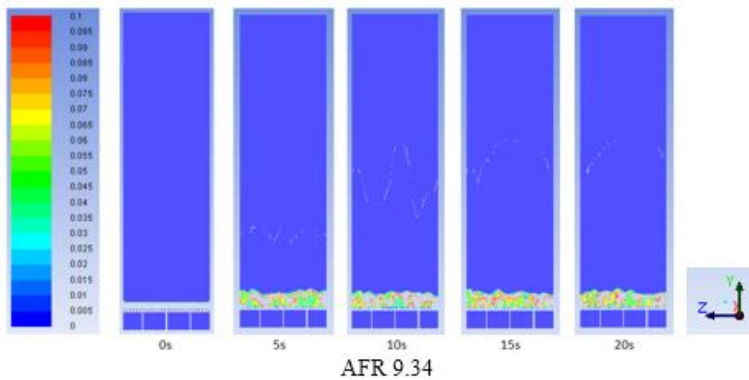
AFR 3.52



AFR 5.46



AFR 7.40



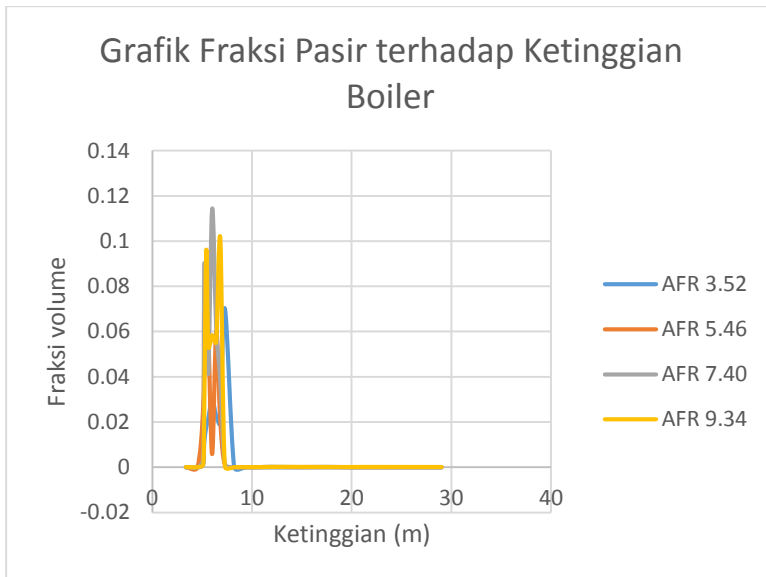
Gambar 4.7 Kontur *volume fraction* dari *sand particle* pada *plane-x*

Berdasarkan gambar 4.7, dapat dilihat perubahan kontur dan pergerakan dari *sand particle* selama waktu tertentu. Pengambilan kontur dilakukan pada saat *time step* ke 0s, 5s, 10s, 15s, dan 20s. Pada gambar tersebut dapat dilihat pergerakan dari *sand particle* yang awalnya berada di bagian bawah *boiler*, lalu terangkat ke atas dan akan terfluidisasi. Pada saat udara fluidisasi yang mengalir terlalu besar, maka *sand particle* yang terangkat jumlahnya akan banyak pula. Dengan adanya perubahan waktu, maka *sand particle* yang terangkat akan semakin banyak dan terakumulasi pada bagian *cyclone*. Dengan adanya perbedaan *time step*, maka kecenderungan dari pergerakan *sand particle* dapat diketahui, serta jenis fluidisasi yang terjadi dapat dianalisa.

Pada saat dilakukanya variasi *mass flow* dari *secondary air*, dapat dilihat distribusi dan kontur dari *volume fraction* dari *sand particle*. Saat *mass flow* dari *secondary air* sebesar AFR 3.52, proses fluidisasi dari *sand particle* berlangsung cukup baik. Partikel tersebut dapat terangkat dengan baik, dan jumlah *sand particle* yang terangkat hingga ke atas *boiler* tidak terlalu banyak. *Sand particle* akan selalu bersirkulasi sepanjang *boiler*, dimana keadaan awal saat berada di bagian bawah *boiler*, naik ke bagian *boiler*, lalu masuk ke *cyclone*, melewati *return leg*, dan akan

kembali lagi ke *boiler*. Pada saat dilakukannya penambahan *mass flow secondary air*, *sand particle* yang terangkat jumlahnya akan semakin banyak, dan membuat sirkulasi dari *sand particle*. Hal ini akan membuat *sand particle* bertumbukan dengan bagian *boiler*, seperti *superheater* dan *waterwall*. Faktor inilah yang dapat menjadi salah satu penyebab erosi pada beberapa bagian *boiler*.

Dengan adanya kontur *volume fraction*, dapat dilakukan pengelompokan fluidisasi yang dihasilkan. Pengelompokan tersebut dibagi menjadi 4 kelompok, dan dapat dianalisa pada *volume fraction* dari *sand particle* dan kecepatan *superficial* dari udara. Pada kondisi partikel berada pada keadaan diam, maka jenis fluidisasi ini dinamakan *static bed*. Saat kondisi *static bed*, kecepatan udara fluidisasi berada pada 0-5 m/s. *Sand particle* yang termasuk ke dalam kondisi adalah beberapa partikel yang berada pada bagian bawah *boiler*. Jenis kedua adalah partikel yang berada pada keadaan *bubbling bed*. Pergerakan dari *sand particle* lebih banyak dibandingkan *static bed* dan partikel-partikel mulai terekskansi, namun kecepatan udara *superficial* masih di bawah *terminal velocity* dari *sand particle*. Jenis ketiga adalah pada saat *sand particle* terfluidisasi dan bergerak naik turun sepanjang *boiler*, yang bisa disebut *turbulent bed*. Hal ini dapat diketahui dari *solid volume fraction* dan kecepatan gas velocity yang mendekati kecepatan *superficial* udara, dan distribusi partikel sudah cukup merata. Pada *boiler* CFB PLTU Bangka ini, *sand particle* yang memiliki karakteristik *turbulent bed* berada pada bagian atas dari *packed*. Saat partikel memiliki sifat ini, partikel tersebut bergerak naik turun sepanjang ruang bakar, namun tidak sampai ke bagian *cyclone*. Sedangkan jenis yang terakhir adalah *fast bed*, dimana partikel pada keadaan ini memiliki laju sirkulasi yang paling tinggi. Pada jenis ini, kecepatan *sand particle* akan cukup tinggi, yang menyebabkan erosi pada bagian *boiler*.



Gambar 4.8 Grafik *volume fraction* pasir terhadap ketinggian boiler

Pada gambar 4.8 dapat dilihat grafik *volume fraction* dari *sand particle* terhadap ketinggian boiler. Berdasarkan grafik tersebut dapat diketahui daerah persebaran *sand particle*. Pada grafik tersebut, dapat dilihat bahwa *sand particle* terdistribusi pada ketinggian 5 m hingga 8 m. Hal ini dikarenakan letak *nozzle* berada hingga ketinggian 5.2 m, sehingga *sand particle* tidak mungkin berada di bawah *nozzle* (di dalam *wndbox*). Dari gambar tersebut dapat diketahui bahwa pada saat *mass flow secondary air* rendah, yakni sebesar AFR 3.52 dan AFR 5.46, distribusi *volume fraction* cenderung merata terhadap ketinggian boiler. Sementara pada *mass flow secondary air* yang cukup tinggi, yakni sebesar AFR 7.40 dan AFR 9.34, distribusi *volume fraction* dari *secondary air* cenderung berfluktuatif. Hal ini disebabkan arah *secondary air* ke bawah, sedangkan udara *superficial* ke atas.

Dengan berbedanya arahnya inlet udara ini, akan membuat *sand particle* akan tersebar tidak merata.

Hubungan antara *drag force* yang bekerja pada partikel dengan energi kinetik dapat didefinisikan sebagai.

$$F_D = C_D \left(\frac{\pi}{4} d_p^2 \right) \rho_g \frac{U^2}{2}$$

$$Re = \frac{d_p U \rho_g}{\mu}$$

$$C_D = \frac{a}{Re^b}$$

Gravitational force = Buoyant force + Drag force.

$$\rho_p g = \rho_g g + C_D \frac{6(U - v)^2 \rho_g}{8d_p}$$

Dimana:

F_D	= <i>drag force</i> yang bekerja pada partikel
C_D	= koefisien <i>drag</i> dari partikel
d_p	= diameter partikel
ρ_g	= densitas gas
U	= kecepatan gas <i>superficial</i>
μ	= viskositas gas
ρ_p	= densitas <i>sand particle</i>

Konstanta a dan b (Howard 1989) didefinisikan sebagai.

Range of Re	Region	a	b
$0 < Re < 0.4$	Stoke's law	24	1.0
$0.4 < Re < 500$	Intermediate law	10	0.5
$500 < Re$	Newtons law	0.43	0.0

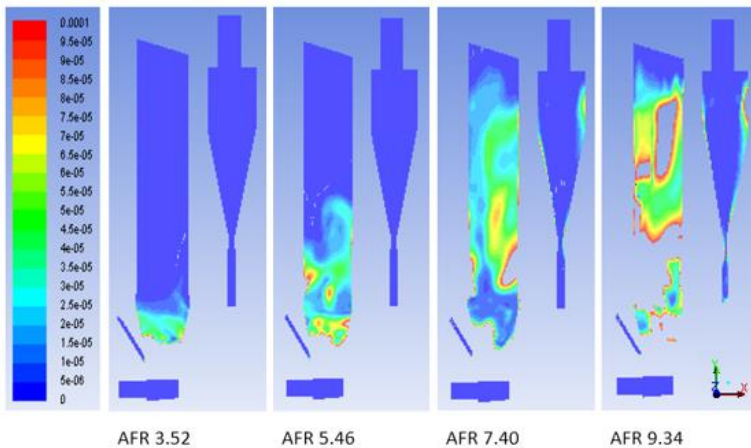
Perhitungan di atas digunakan untuk menganalisa karakteristik fluidisasi yang dihasilkan. Pada saat *gravitational force* yang bekerja pada partikel lebih besar dibandingkan penjumlahan *buoyant force* dan *drag force*, maka partikel cenderung tidak terangkat ke atas dan berada pada dasr *boiler*.

Sebaliknya, jika *gravitational force* partikel lebih kecil dibandingkan penjumlahan *buoyant force* dan *drag force*, maka partikel akan terfluidisasi.

4.3 Analisa pada Erosi di *Boiler*

4.3.1 Analisa Volume Fraction dari *Sand particle*

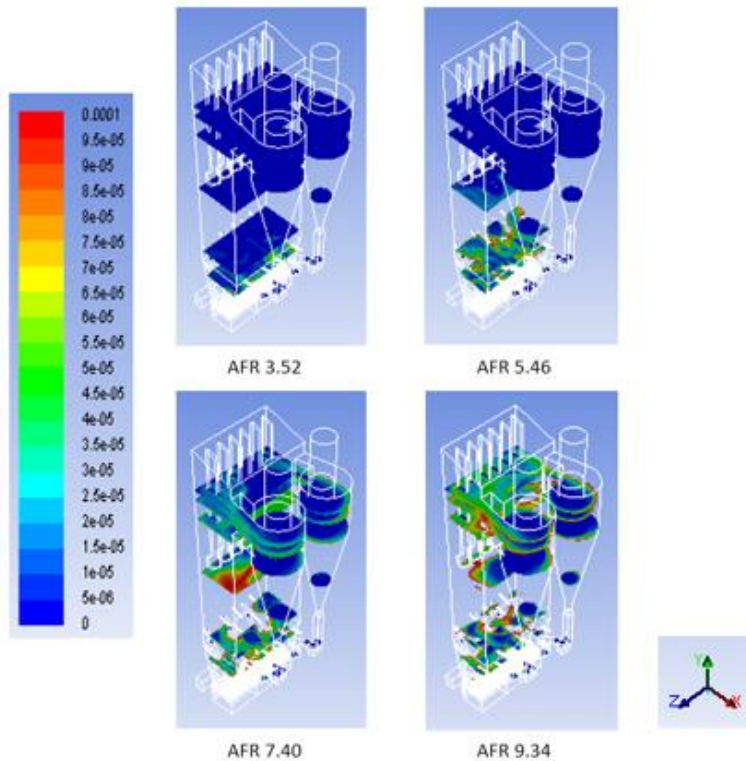
Visualisasi kontur fraksi volume *sand particle* digunakan untuk menunjukkan distribusi penyebaran dan pengendapan (*deposition*) dari fraksi *sand particle*. Selain penyebaran *sand particle*, kontur fraksi volume juga dapat digunakan untuk mengetahui indikasi adanya vortek di dalam ruang bakar dan *cyclone*. Jika vortek yang terjadi pada *cyclone* terlalu besar, dapat diindikasikan sebagai erosi pada *cyclone*. Visualisasi ini didapatkan dari simulasi numerik yang ditunjukkan pada gambar 4.9 dan 4.10.



Gambar 4.9 Kontur *volume fraction* dari *sand particle* pada *plane-xy*

Pada gambar 4.9 dapat dilihat kontur dari *volume fraction sand particle* pada *plane-xy*. Pada gambar tersebut dapat dilihat daerah tempat berkumpulnya *sand particle*. Dengan adanya

pengaruh perubahan *mass flow secondary air*, daerah tempat beroperasi partikel mengalami perubahan. Pada *mass flow* sebesar AFR 3.52, daerah operasi dari *sand particle* cenderung berada di bawah. Dikarenakan kecepatan udara *superficial* pada variasi ini tergolong rendah, sehingga hampir semua bagian *sand particle* tergolong ke dalam *fixed bed*. Sedangkan pada *mass flow* sebesar AFR 5.46, posisi partikel cenderung naik dibandingkan pada saat *mass flow secondary air* sebesar AFR 3.52. Pada *mass flow* inilah, terdapat karakteristik *bubbling* dan *turbulent bed* terbentuk. Pada saat *mass flow* sebesar AFR 7.40, banyak partikel yang terangkat ke bagian atas *boiler*. Pada keadaan ini, posisi *sand particle* tidak lagi berada dekat dengan *nozzle*. Hal ini membuat banyak partikel yang terus bergerak naik turun sepanjang *boiler*, serta laju sirkulasi akan meningkat. Sedangkan pada variasi terakhir yakni AFR 9.34, posisi partikel akan berada hampir melebihi setengah *boiler*. Pada keadaan ini banyak partikel dalam keadaan *fast bed*, yakni dalam keadaan kecepatan yang tinggi dan terus bersirkulasi.

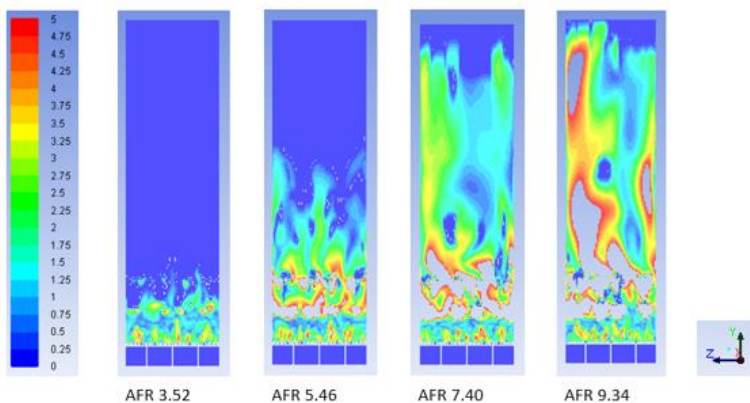


Gambar 4.10 Kontur *volume fraction* dari *sand particle* pada ketinggian *boiler* tertentu

Pada gambar 4.10 dapat dilihat distribusi *volume fraction* terhadap ketinggian *boiler*. Gambar tersebut dapat dilihat distribusi *sand particle* pada beberapa daerah krusial. Pada *mass flow* sebesar AFR 3.52 dan AFR 5.46, posisi *sand particle* hanya berada pada bagian *lower furnace*. Pada daerah *upper furnace*, jumlah partikel sangat rendah. Sedangkan pada *mass flow secondary air* yang cukup tinggi, yakni AFR 7.40 dan AFR 9.34, distribusi *sand particle* dapat mencapai bagian *middle furnace*. Pada saat *sand particle* mencapai hingga bagian *middle furnace*, partikel tersebut berpotensi menyebabkan erosi pada *superheater*.

4.3.2 Analisa Kecepatan Pergerakan dari *Sand particle*

Visualisasi kecepatan *sand particle* digunakan untuk mengetahui tingkat erosi pada *boiler*, dan daerah yang rawan terkena erosi. Kontur kecepatan *sand particle* juga digunakan untuk mengetahui apakah sirkulasi sepanjang *boiler* telah berjalan dengan baik. Gambar 4.11 menunjukkan visualisasi hasil dari simulasi numerik masing-masing variasi yang dilakukan.



Gambar 4.11 Kontur kecepatan pasir pada tiap variasi

Berdasarkan gambar 4.11 dapat dilihat pengaruh variasi *mass flow secondary air* terhadap kecepatan dari *sand particle*. Pada *mass flow* sebesar AFR 3.52, kecepatan *sand particle* berkisar antara 1 m/s hingga 3.25 m/s. Persebaran kecepatan *sand particle* juga relatif merata pada bagian bawah *boiler*. Dengan kecepatan yang rendah inilah, hampir semua bagian *sand particle* tergolong ke dalam *fixed bed*. Sedangkan pada *mass flow* sebesar AFR 5.46, kecepatan dari *sand particle* lebih besar dibandingkan pada saat *mass flow secondary air* sebesar AFR 3.52. Selain itu, beberapa partikel juga terangkat dari bergerak naik turun sepanjang ruang bakar. Pada *mass flow* inilah, terdapat karakteristik *bubbling* dan *turbulent bed* terbentuk. Hal ini akan

membuat proses pembakaran akan lebih optimal. Pada saat *mass flow* sebesar AFR 7.40, banyak partikel yang terangkat ke bagian atas *boiler*. Pada keadaan ini, kecepatan *superficial* udara melebihi *terminal velocity* dari *sand particle*. Hal ini membuat banyak partikel yang terus bergerak naik turun sepanjang *boiler*, serta laju sirkulasi akan meningkat. Sedangkan pada variasi terakhir yakni AFR 9.34, kecepatan partikel melebihi 5 m/s dan banyak partikel yang terangkat ke bagian atas *boiler*. Pada keadaan ini banyak partikel dalam keadaan *fast bed*, yakni dalam keadaan kecepatan yang tinggi dan terus bersirkulasi.

Berdasarkan *metal cutting theory of Finni* (1960), data eksperimen, dan Chinese Boiler Thermal Standard (1973) membuat persamaan untuk erosi maksimum yang terjadi pada *tube boiler*.

$$E_{max} \propto M \tau \rho_a V_g^{3.3}$$

Dimana:

E_{max} = maksimum erosi yang terjadi

M = koefisien ketahanan erosi dari material (contohnya $M=1$ untuk carbon steel, $M=0.7$ untuk alloy steel)

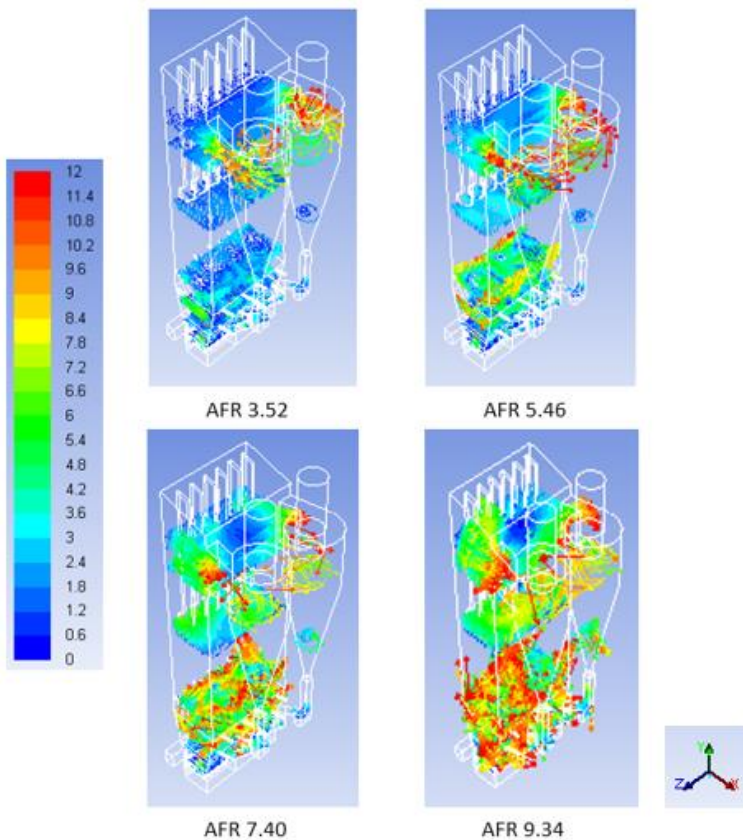
τ = waktu erosi dari *tube* (jam)

ρ_a = densitas dari *fly ash* pada gas

V_g = kecepatan gas yang melewati *tube* (m/s)

Pada persamaan di atas, erosi yang terjadi pada boiler sangat dipengaruhi oleh kecepatan dari *sand particle*. Pada saat partikel bertumbukan dengan dinding *boiler*, partikel tersebut akan menabrak dengan *impact force* pada *angle* tertentu dan kecepatan tertentu. *Impact force* ini dapat dibagi menjadi 2 komponen, yakni gaya normal yang akan menyebabkan deformasi pada material, dan gaya yang sejajar dengan *surface* yang akan melepas material dari *surface*. Laju dari erosi akan terjadi maksimum pada saat *impact angle* sebesar 45° . Selain menyebabkan erosi pada dinding *boiler*, *sand particle* juga akan mempengaruhi pergerakan partikel satu dengan partikel lainnya. Hal ini dikarenakan adanya momentum antara partikel, baik yang pada saat kedua partikel

sedang bergerak ataupun saat hanya salah satu partikel yang sedang bergerak.



Gambar 4.12 Vektor udara pada beberapa ketinggian *boiler*

Pada gambar 4.12 dapat dilihat arah vektor dari udara pada beberapa ketinggian *boiler*. Dengan adanya variasi *mass flow* menyebabkan perubahan kecepatan udara yang dihasilkan. Pada daerah *lower furnace*, perubahan *mass flow* secara signifikan menyebabkan perubahan kecepatan udara, khususnya pada daerah

yang dekat pada dinding *boiler*. Sedangkan pada daerah *upper furnace*, variasi *mass flow secondary air* menyebabkan perubahan kecepatan udara, khususnya pada daerah *cyclone*. Pada daerah *cyclone*, kecepatan udara pada saat *mass flow secondary air* sebesar AFR 9.34 dapat membuat kecepatan udara pada daerah tersebut sebesar 12 m/s.

4.4 Analisa Proses Pembakaran

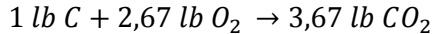
Adapun data dari batu bara yang digunakan pada PLTU Bangka dapat dilihat pada tabel 4.2.

Tabel 4.2 Spesifikasi batu bara pada PLTU Bangka

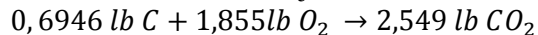
No	Deskripsi	Desain	Pengecekan 1	Pengecekan 2
A	<i>Proximate analysis (% as received)</i>			
1	<i>Total Moisture</i>	30	28,6	33
2	<i>Inherent Moisture</i>	18	13,8	25
3	<i>Ash</i>	5	4,6	5,5
4	<i>Volatile Matter</i>	35	34,5	32,7
5	<i>Fixed carbon</i>	30	32,3	28,8
B	<i>Ultimate Analysis (% DAF)</i>			
1	Karbon	70,49	69,46	68,8
2	Hidrogen	3,35	4,76	3,415
3	Nitrogen	1,147	1,557	1,17
4	Oksigen	23,215	23,922	24,439
5	Sulphur	1,8	0,3	2,179
C	<i>Gross Calorific Value</i> (Kcal/kg) (as received)	4000	4300	3700
	(MJ/kg) (as received)	16,74	17,99	15,48

Dari data batu bara yang digunakan di PLTU Bangka pada tabel 4.2, dipilih data pada pengecekan 1 sebagai data perhitungan stoikiometri pembakaran karena memiliki nilai kalor tertinggi.

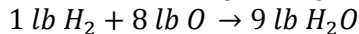
- Reaksi pembakaran antara karbon dengan oksigen



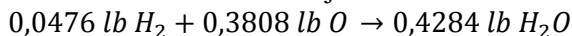
Karena batu bara yang digunakan mengandung 69,46% C maka persamaan reaksi di atas menjadi:



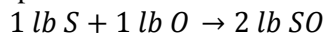
- Reaksi pembakaran antara hidrogen dengan oksigen



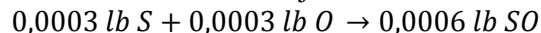
Karena batu bara yang digunakan mengandung 4,76% H maka persamaan reaksi di atas menjadi:



- Reaksi pembakaran antara sulfur dengan oksigen



Karena batu bara yang digunakan mengandung 0,3% S maka persamaan reaksi di atas menjadi:



Jumlah oksigen dari ketiga persamaan tersebut adalah $1,855 + 0,3808 + 0,0003 = 2,2361$. Batu bara yang digunakan sendiri mengandung 23,922%. Maka oksigen yang diperlukan dari udara pembakaran adalah $2,2361 - 0,239 = 1,9971$. Berat udara teoritis = $1,9971 (1 \text{ lb } O_2 + 3,76 \text{ lb } N_2) = 1,9971 \text{ lb } O_2 + 7,5 \text{ lb } N_2 = 9,506 \text{ lb udara}$. Maka kebutuhan udara untuk kondisi stoikiometri adalah 9,506 lb udara/lb batu bara.

$$M_{da} = [11.53C + 34.34 (H - O/8) + 4.34 S + A \cdot S] \text{ kg/kg coal}$$

Dimana:

M_{da} = udara kering yang dibutuhkan pada pembakaran sempurna terhadap massa bahan bakar

C, H, O, dan S = fraksi massa dari bahan bakar pada *ultimate analysis*

A = tambahan *dry air* yang digunakan untuk mengubah sulfur menjadi *calcium sulfate*

$$T_{da} = EAC \times M_{da} \text{ kg/kg burned.}$$

T_{da} = udara yang dibutuhkan (teoritis)

EAC = excess *air* coefficient

$$M_{wa} = T_{da}(1 + X_m).$$

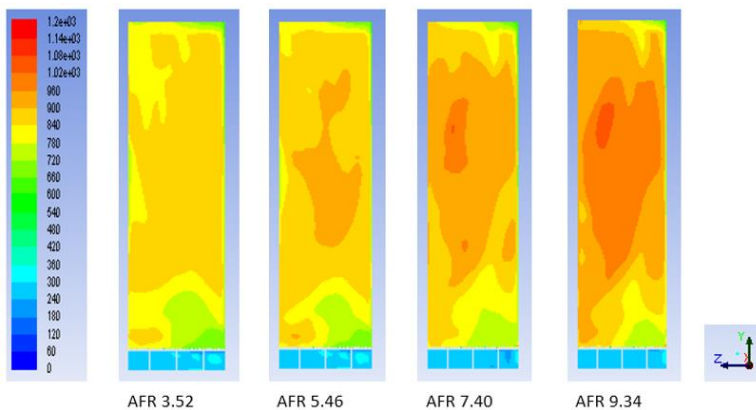
X_m = massa fraction dari moisture, berkisar 0.013 kg/kg udara

M_{wa} = total *wet air*

$$HHV = 33823 C + 144249 (H - O/8) + 9418 S \text{ kJ/kg.}$$

$$LHV = HHV - \left(\frac{H}{2.016} + \frac{M_f}{18.0154} \right) h_g \text{ kJ/kg.}$$

Visualisasi kontur temperatur digunakan untuk menunjukkan penyebaran dan temperatur yang dihasilkan pada ruang bakar. Visualisasi ini didapatkan dari simulasi numerik yang ditunjukkan pada gambar 4.13.



Gambar 4.13 Kontur temperatur pada *plane-x* masing-masing variasi

Pada gambar 4.13 dapat dilihat kontur temperatur pada *plane-x*. Rata-rata nilai temperature *furnace* yang ditunjukkan pada gambar AFR 3.52 adalah senilai atau 840°C. Sedangkan temperatur tertinggi yang dapat dicapai adalah pada atau 860°C. Distribusi suhu pembakaran relatif sudah merata sepanjang *furnace* di zona *lower*, *medium* maupun *upper furnace*. Pada simulasi, *heat flux* yang dijadikan input adalah sebesar -60 W/m². Sedangkan pada keadaan aktual, nilai *heat flux* yang bekerja akan sangat bergantung terhadap temperatur di dalam ruang bakar atau temperatur dari *flue gas*.

Pada saat dilakukan variasi terhadap *mass flow* dari *secondary air*, temperatur maksimum yang dihasilkan mengalami perubahan. Pada AFR 3.52, temperatur yang dihasilkan sekitar 900°C, dan pada saat dilakukan penambahan *mass flow secondary air* membuat temperatur yang dihasilkan mengalami peningkatan. Pada AFR 9.34, temperatur yang dihasilkan dapat mencapai 1020°C. Hal ini diakarenakan pada saat proses pembakaran, batubara dapat bereaksi dengan udara untuk melakukan reaksi sehingga energi dilepaskan. Pada saat udara yang bereaksi masih di bawah keadaan stokiometri, proses pembakaran akan tetap terjadi. Hal ini membuat pada saat dilakukan penambahan AFR membuat temperatur yang dihasilkan mengalami peningkatan pula.

Pada gambar 4.14 dapat dilihat distribusi temperatur pada cenderung rendah pada bagian bawah *boiler*. Hal ini disebabkan udara inlet, yakni *primary* berada pada bagian bawah dan akan keluar melalui *nozzle*. Pada daerah *windbox*, temperatur yang dihasilkan hanya mencapai suhu 240°C, yakni sesuai dengan temperatur dari *primary air* yang masuk melalui inlet. Begitu pula pada daerah dekat dengan inlet *secondary air*, temperatur yang dihasilkan hanya mencapai 660°C pada daerah tersebut.

Tujuan utama dari adanya pemisahan udara yang masuk antara *primary air* dan *secondary air* adalah agar proses pembakaran batubara yang terjadi terbagi menjadi 2 tahapan.

Dengan adanya pemisahan udara pembakaran, maka temperatur *boiler* akan lebih rendah dibandingkan tanpa adanya pemisahan antara *primary air* dan *secondary air*. Hal inilah yang membuat CFB *boiler* memiliki temperatur kerja yang lebih rendah dibandingkan *boiler* jenis lain pada beban yang sama. Dengan rendahnya temperatur yang dihasilkan, maka emisi NO_x yang dihasilkan akan rendah pula.

Selain rendahnya temperatur operasi yang dihasilkan, pada CFB *boiler* juga memiliki distribusi temperatur yang baik pula. Dengan adanya pemisahan antara *primary air* dan *secondary air*, maka temperatur pada daerah *lower furnace* akan rendah. Hal ini akan membuat distribusi temperatur pada *boiler* akan merata, serta perpindahan panas yang terjadi antara *flue gas* dan dinding *waterwall* akan lebih maksimal.

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan penelitian “Studi Numerik Pengaruh Perubahan *Mass Flow* dari *Secondary Air* terhadap Karakteristik *Circulating Fluidized Bed Boiler*”, didapatkan beberapa kesimpulan diantaranya:

- 1) Pergerakan *sand particle* akan sangat dipengaruhi oleh *mass flow* dari udara. *Secondary air* akan mempengaruhi distribusi *sand particle* dan kecepatan *superficial* udara. Pada AFR 5.46, *sand particle* hanya mencapai bagian *middle furnace*, dengan kecepatan *superficial* di bagian atas *bed* sebesar 4.1 m/s. Tekanan yang dihasilkan dengan *mass flow secondary air* tersebut dari hasil simulasi sekitar 6642.3 Pa pada daerah *windbox*, dan pada daerah *middle furnace* sekitar -868.6 Pa. Dengan adanya perubahan *secondary air mass flow* menyebabkan perubahan kecepatan *superficial* mengalami perubahan, khususnya pada daerah di atas *bed material*.
- 2) Hasil dari simulasi numerik dengan AFR 5.46 menunjukkan temperatur yang dihasilkan pada ruang bakar dapat mencapai 900°C. Sedangkan suhu tertinggi yang dihasilkan adalah 960°C. Distribusi temperatur yang dihasilkan cenderung tinggi pada daerah *middle furnace*, yakni daerah yang dekat dengan *superheater*. Dengan adanya perubahan *mass flow secondary air*, distribusi temperatur pada ruang bakar juga mengalami perubahan.
- 3) Dengan adanya perubahan *mass flow* dari *secondary air*, kecepatan *superficial* dan *sand particle* yang terangkat ke bagian *upper furnace* akan mengalami peningkatan. Pada saat AFR sebesar 3.52, *bed material* yang terbentuk berupa *static bed*. Pada AFR 5.46 dan 7.40, *bed material* yang terbentuk adalah *turbulent bed*. Sedangkan pada AFR 9.34, *bed material* akan membentuk *fast bed*.

5.2 Saran

Beberapa saran yang dapat diberikan setelah melakukan penelitian sebagai pertimbangan dalam penelitian selanjutnya adalah sebagai berikut:

- 1) Pada proses perpindahan panas antara *flue gas* dan lingkungan (*waterwall*, *superheater*, *bed material*), memiliki nilai *heat flux* yang sangat bervariasi. Oleh karena itu, perlu dilakukan input nilai yang berbeda pula saat dilakukannya simulasi.
- 2) *Boiler* dimodelkan hanya setengah, sedangkan bagian lainnya didefinisikan sebagai *axisymmetric model*. Hal ini akan menyederhanakan permodelan dan mempercepat proses simulasi.
- 3) Dilakukan studi numerik lanjut terhadap perpindahan panas antara *flue gas* di dalam *furnace* dengan *water* yang ada pada *waterwall*. Hal ini dikarenakan perpindahan panas antara *flue gas* dan *water* memiliki nilai yang berubah-ubah sesuai temperatur yang dihasilkan.
- 4) Dilakukan analisa lebih lanjut mengenai emisi yang dihasilkan pada proses pembakaran batu bara.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Triboeson, Agoes. 2016. **Statistik Ketenagalistrikan 2015**. Jakarta: Direktorat Jendral Ketenagalistrikan Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral
- [2] Zhu, Qian. 2013. **Development in Circulating Fluidised Bed Combustion**. IEA Clean Coal Centre.
- [3] Basu, Prabir. 2015. **Circulating Fluidized Bed Boilers Design Operation Maintenance**. Canada: Springer.
- [4] Varol, Murat, et al. 2014. "*Emission Characteristics of Co-Combustion of a Low Calorie and High-Sulfur-Lignite Coal and Woodchips in a Circulating Fluidized Bed Combustor: Part 2. Effect of Secondary Air and Its Location*". **Elsevier**.
- [5] **TOR Simulasi CFD PLTU Bangka**. Manual PT Pembangkit Jawa Bali Services. Sidoarjo.
- [6] Zhang, Nan, et al. 2010. "*3D CFD Simulation of Hydrodynamics of a150 MWe Circulating Fluidized Bed Boiler*". **Elsevier**.
- [7] Muchjidin. 2006. **Pengendalian Mutu dalam Industri Batubara**. Bandung: Penerbit ITB.
- [8] Belhadj, Embarek. 2016. "*Numerical Simulation and Experimental Validation of The Hydrodynamics in a 350 kW Bubbling Fluidized Bed Combustor*". **Springer**.
- [9] Febyanasari, Rina. 2014. "*Numerical Study of Flow and Combustion Characteristics in Tangentially Fired Pulverized Coal Boiler Using Oxy-Fuel in The Case of Coal Blending between Medium Rank Coal (MRC) and Low Rank (LRC)*". **ITS Surabaya**.
- [10] Pandey, K. M.,& Kumar, R. 2011. "*Numerical Analysis of Coal Combustion in Circulating Fluidized Bed*". **International Journal of Chemical Engineering and Applications**.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN

posisi y	AFR 3.52			AFR 5.46		
	tekanan (Pa)	udara (m/s)	fraksi pasir	tekanan (Pa)	udara (m/s)	fraksi pasir
3.363	6565.442	-1.282	0.000	6642.259	-1.273	0.000
3.492	6561.044	-1.282	0.000	6638.118	-1.284	0.000
3.613	6555.931	-1.029	0.000	6632.854	-1.003	0.000
3.734	6552.300	-0.336	0.000	6629.363	-0.242	0.000
3.873	6549.572	0.647	0.000	6626.896	0.804	0.000
4.041	6548.644	1.465	0.000	6625.925	1.573	0.000
4.225	6550.054	2.026	0.000	6626.699	2.029	0.000
4.393	6553.059	2.394	0.000	6629.039	2.318	0.000
4.532	6557.109	2.635	0.000	6632.542	2.544	0.000
4.652	6561.030	2.689	0.000	6636.115	2.650	0.000
4.762	6561.614	2.058	0.000	6636.828	2.074	0.000
4.867	6557.235	0.731	0.000	6632.988	0.754	0.000
5.070	1817.232	0.414	0.255	2322.396	0.285	0.247
5.081	1823.101	2.558	0.007	2278.358	1.670	0.024
5.091	1859.779	6.250	0.002	2262.311	4.192	0.016
5.101	1880.920	9.793	0.001	2228.858	5.586	0.023
5.111	1855.217	13.023	0.001	2196.185	6.094	0.028
5.121	1810.920	14.570	0.002	2166.932	6.402	0.026
5.132	1782.902	14.467	0.002	2141.356	6.682	0.019
5.142	1774.621	13.801	0.002	2116.262	6.864	0.016
5.153	1769.289	13.307	0.003	2090.508	6.767	0.017
5.165	1761.561	13.343	0.003	2063.565	6.451	0.018
5.176	1745.620	13.385	0.004	2034.864	5.966	0.021
5.189	1720.879	13.215	0.006	1921.317	2.991	0.056
5.205	1655.678	13.061	0.011	1842.404	2.821	0.074

5.225	1606.932	12.623	0.014	1753.644	2.198	0.083
5.237	1523.998	7.874	0.020	1733.090	2.318	0.076
5.247	1512.426	8.298	0.018	1693.167	1.500	0.083
5.266	1482.710	7.436	0.015	1622.135	1.534	0.106
5.299	1433.412	7.398	0.016	1502.795	1.858	0.114
5.344	1367.200	8.082	0.017	1413.624	2.134	0.104
5.382	1305.789	8.538	0.018	1353.929	2.463	0.082
5.413	1251.157	8.820	0.018	1315.489	2.837	0.060
5.439	1203.405	8.999	0.018	1288.806	3.164	0.048
5.460	1161.830	9.118	0.018	1266.715	3.486	0.042
5.480	1121.770	9.215	0.019	1244.288	3.754	0.040
5.500	1079.231	9.176	0.020	1234.438	4.483	0.033
5.512	1071.387	9.491	0.019	1206.229	4.305	0.036
5.533	1011.910	9.343	0.020	1163.586	4.124	0.040
5.572	927.933	9.115	0.021	1123.945	3.743	0.046
5.611	846.844	8.916	0.022	1084.392	3.283	0.059
5.650	766.554	8.740	0.023	1014.980	2.694	0.091
5.696	673.195	8.505	0.024	856.305	2.226	0.154
5.747	569.034	8.214	0.026	578.437	1.990	0.186
5.798	466.690	7.945	0.028	299.667	1.830	0.148
5.849	367.330	7.694	0.029	135.665	1.988	0.077
5.900	272.621	7.471	0.030	59.011	2.771	0.029
5.951	183.903	7.280	0.030	18.670	3.714	0.011
6.002	101.930	7.117	0.030	-6.224	4.106	0.006
6.053	26.883	6.977	0.029	-29.242	3.609	0.009
6.104	-41.553	6.852	0.028	-61.131	2.439	0.020
6.155	-104.076	6.737	0.026	-98.482	1.346	0.030
6.206	-161.617	6.629	0.025	-135.230	0.744	0.038
6.257	-215.136	6.525	0.024	-174.244	0.503	0.048
6.308	-265.422	6.420	0.023	-221.489	0.452	0.061

6.359	-312.988	6.315	0.023	-279.625	0.563	0.065
6.410	-358.053	6.209	0.023	-345.275	0.765	0.060
6.461	-400.583	6.101	0.022	-405.764	0.910	0.046
6.512	-440.387	5.992	0.022	-453.423	0.874	0.037
6.563	-477.239	5.882	0.022	-494.494	0.693	0.039
6.614	-510.976	5.768	0.021	-536.859	0.532	0.042
6.665	-541.546	5.642	0.020	-581.266	0.486	0.042
6.716	-569.017	5.497	0.020	-623.954	0.549	0.035
6.767	-593.555	5.330	0.019	-659.876	0.660	0.027
6.818	-615.408	5.142	0.019	-687.377	0.714	0.020
6.869	-634.877	4.937	0.019	-708.547	0.664	0.017
6.920	-652.307	4.719	0.020	-725.961	0.582	0.015
6.971	-668.120	4.491	0.021	-741.024	0.532	0.013
7.022	-682.858	4.243	0.023	-754.096	0.495	0.011
7.073	-697.409	3.917	0.027	-764.818	0.442	0.008
7.124	-713.679	3.481	0.035	-772.692	0.461	0.006
7.175	-740.037	3.180	0.058	-782.783	-0.068	0.003
7.275	-849.663	2.210	0.070	-789.265	-1.887	0.001
7.425	-920.876	0.798	0.048	-779.536	-3.747	0.000
7.575	-935.623	0.284	0.006	-758.216	-3.392	0.000
7.725	-936.378	-0.291	0.000	-745.108	-0.839	0.000
7.865	-933.137	-0.877	0.000	-746.108	2.740	0.000
7.983	-930.768	-0.201	0.000	-759.034	6.364	0.000
8.077	-931.548	1.434	0.000	-774.589	8.926	0.000
8.152	-932.201	3.032	0.000	-789.568	10.301	0.000
8.214	-933.074	4.051	0.000	-803.713	10.916	0.000
8.271	-934.142	4.689	0.000	-815.997	11.052	0.000
8.329	-935.324	5.118	0.000	-825.313	10.865	0.000
8.386	-936.497	5.338	0.000	-836.287	10.182	0.000
8.469	-938.147	5.346	0.000	-843.283	9.044	0.000

8.596	-939.889	5.075	0.000	-845.513	7.941	0.000
8.768	-941.419	4.504	0.000	-846.391	6.570	0.000
9.000	-942.771	3.677	0.000	-852.644	3.049	0.000
9.313	-944.261	2.623	0.000	-846.786	-2.530	0.000
9.673	-945.564	1.518	0.000	-789.268	-6.183	0.000
9.986	-946.089	0.618	0.000	-723.803	-5.339	0.000
10.218	-941.126	0.211	0.000	-736.397	-0.674	0.000
10.389	-932.562	0.341	0.000	-797.043	4.503	0.000
10.517	-937.822	0.506	0.000	-819.818	6.961	0.000
10.599	-942.657	0.395	0.000	-830.668	7.673	0.000
10.657	-944.861	0.164	0.000	-838.564	8.128	0.000
10.714	-945.999	-0.023	0.000	-844.229	8.186	0.000
10.771	-946.596	-0.132	0.000	-849.587	7.760	0.000
10.846	-946.971	-0.195	0.000	-853.676	6.830	0.000
10.949	-947.198	-0.238	0.000	-856.537	5.618	0.000
11.077	-947.282	-0.255	0.000	-858.358	4.374	0.000
11.238	-947.273	-0.205	0.000	-859.339	3.428	0.000
11.439	-947.209	-0.024	0.000	-859.956	2.945	0.000
11.690	-947.051	0.308	0.000	-860.464	2.842	0.000
11.920	-947.005	0.576	0.000	-861.007	2.973	0.000
12.187	-946.739	0.802	0.000	-861.855	3.186	0.000
12.542	-946.583	1.073	0.000	-862.516	3.404	0.000
12.896	-946.473	1.248	0.000	-863.020	3.613	0.000
13.251	-946.453	1.346	0.000	-863.401	3.791	0.000
13.605	-946.486	1.389	0.000	-863.702	3.914	0.000
13.960	-946.519	1.401	0.000	-863.971	3.973	0.000
14.314	-946.515	1.410	0.000	-864.246	3.971	0.000
14.669	-946.468	1.433	0.000	-864.540	3.923	0.000
15.023	-946.405	1.476	0.000	-864.844	3.847	0.000
15.378	-946.360	1.528	0.000	-865.147	3.759	0.000

15.732	-946.352	1.577	0.000	-865.445	3.658	0.000
16.087	-946.377	1.612	0.000	-865.754	3.526	0.000
16.441	-946.411	1.630	0.000	-866.098	3.343	0.000
16.796	-946.432	1.633	0.000	-866.502	3.086	0.000
17.150	-946.429	1.626	0.000	-866.975	2.740	0.000
17.505	-946.410	1.617	0.000	-867.487	2.318	0.000
17.859	-946.391	1.606	0.000	-867.973	1.888	0.000
18.214	-946.386	1.594	0.000	-868.366	1.562	0.000
18.568	-946.398	1.579	0.000	-868.665	1.409	0.000
18.923	-946.421	1.566	0.000	-868.768	1.435	0.000
19.298	-946.443	1.559	0.000	-868.747	1.492	0.000
19.535	-946.445	1.554	0.000	-868.755	1.688	0.000
19.655	-946.467	1.560	0.000	-868.752	1.688	0.000
19.892	-946.470	1.556	0.000	-868.952	1.865	0.000
20.051	-946.478	1.575	0.000	-868.954	1.877	0.000
20.110	-946.475	1.574	0.000	-868.951	1.891	0.000
20.222	-946.471	1.573	0.000	-868.944	1.907	0.000
20.288	-946.466	1.574	0.000	-868.754	2.036	0.000
20.340	-946.466	1.596	0.000	-868.738	2.050	0.000
20.428	-946.465	1.593	0.000	-868.720	2.065	0.000
20.517	-946.464	1.591	0.000	-868.662	2.225	0.000
20.563	-946.456	1.631	0.000	-868.643	2.238	0.000
20.614	-946.455	1.626	0.000	-868.623	2.250	0.000
20.700	-946.454	1.622	0.000	-868.602	2.259	0.000
20.778	-946.453	1.616	0.000	-868.565	2.406	0.000
20.817	-946.425	1.674	0.000	-868.539	2.415	0.000
20.859	-946.423	1.669	0.000	-868.511	2.421	0.000
20.932	-946.419	1.663	0.000	-868.480	2.424	0.000
21.001	-946.415	1.656	0.000	-868.445	2.422	0.000
21.052	-946.410	1.647	0.000	-868.618	2.570	0.000

21.314	-946.510	1.691	0.000	-868.573	2.672	0.000
21.805	-946.494	1.697	0.000	-868.503	2.729	0.000
22.300	-946.481	1.707	0.000	-868.472	2.765	0.000
22.799	-946.473	1.719	0.000	-868.451	2.784	0.000
23.303	-946.465	1.728	0.000	-868.436	2.788	0.000
23.811	-946.458	1.733	0.000	-868.427	2.778	0.000
24.325	-946.453	1.730	0.000	-868.423	2.753	0.000
24.845	-946.449	1.717	0.000	-868.424	2.709	0.000
25.370	-946.448	1.692	0.000	-868.437	2.639	0.000
25.902	-946.453	1.646	0.000	-868.455	2.542	0.000
26.440	-946.464	1.572	0.000	-868.459	2.423	0.000
26.986	-946.483	1.465	0.000	-868.488	2.284	0.000
27.515	-946.497	1.336	0.000	-868.541	2.116	0.000
28.024	-946.529	1.183	0.000	-868.567	1.930	0.000
28.534	-946.548	1.018	0.000	-868.596	1.744	0.000
29.043	-946.561	0.864	0.000	-868.619	1.562	0.000
29.552	-946.566	0.734	0.000	-868.618	1.378	0.000
30.061	-946.560	0.626	0.000	-868.621	1.156	0.000
30.571	-946.558	0.512	0.000	-868.704	0.818	0.000
30.913	-946.586	0.342	0.000	2004.232	5.448	0.023

posisi y	AFR 7.40			AFR 9.34		
	tekanan (Pa)	udara (m/s)	fraksi pasir	tekanan (Pa)	udara (m/s)	fraksi pasir
3.363	6887.602	-1.257	0.000	7011.950	-1.257	0.000
3.492	6883.160	-1.241	0.000	7007.201	-1.220	0.000
3.613	6877.516	-0.910	0.000	7001.660	-0.883	0.000
3.734	6874.076	-0.059	0.000	6998.294	-0.045	0.000
3.873	6872.036	1.071	0.000	6996.214	1.040	0.000
4.041	6871.153	1.857	0.000	6995.359	1.772	0.000
4.225	6871.149	2.269	0.000	6995.622	2.144	0.000
4.393	6872.620	2.483	0.000	6997.515	2.347	0.000
4.532	6875.776	2.630	0.000	7000.956	2.505	0.000
4.652	6879.705	2.680	0.000	7004.889	2.583	0.000
4.762	6881.380	2.097	0.000	7006.315	2.021	0.000
4.867	6878.311	0.776	0.000	7003.235	0.738	0.000
5.070	2321.993	0.133	0.476	2692.056	0.078	0.569
5.081	2259.578	2.407	0.021	2600.322	0.623	0.086
5.091	2265.805	5.143	0.007	2594.399	0.972	0.001
5.101	2235.547	4.960	0.006	2605.782	1.316	0.002
5.111	2220.174	4.491	0.003	2656.854	5.281	0.001
5.121	2219.344	5.038	0.001	2705.533	10.636	0.000
5.132	2225.996	6.711	0.001	2679.053	11.398	0.001
5.142	2214.689	6.803	0.005	2648.871	9.429	0.004
5.153	2194.831	5.542	0.014	2629.492	7.316	0.007
5.165	2172.176	4.578	0.024	2613.350	6.275	0.011
5.176	2145.029	4.076	0.035	2594.930	6.124	0.016
5.189	2112.091	3.864	0.046	2571.566	6.225	0.021
5.205	2055.504	1.711	0.090	2525.754	6.097	0.025
5.225	1959.431	1.488	0.174	2472.156	5.317	0.039

5.237	1845.154	0.891	0.198	2419.801	3.252	0.070
5.247	1801.008	0.971	0.159	2361.688	3.362	0.088
5.266	1747.468	0.800	0.143	2266.346	2.612	0.102
5.299	1661.312	0.824	0.143	2079.625	2.425	0.143
5.344	1545.129	0.943	0.126	1864.854	2.352	0.135
5.382	1460.946	1.108	0.110	1721.538	2.495	0.113
5.413	1398.580	1.363	0.089	1625.411	2.737	0.096
5.439	1352.575	1.658	0.078	1556.619	2.993	0.084
5.460	1317.070	1.921	0.067	1505.251	3.208	0.075
5.480	1287.332	2.183	0.061	1462.721	3.410	0.069
5.500	1258.567	2.419	0.058	1423.095	3.518	0.064
5.512	1249.255	2.733	0.049	1418.214	3.770	0.059
5.533	1217.018	2.923	0.046	1372.803	3.933	0.056
5.572	1163.955	3.356	0.043	1305.839	4.254	0.054
5.611	1110.408	3.601	0.042	1239.169	4.504	0.053
5.650	1057.139	3.752	0.041	1172.871	4.705	0.052
5.696	995.027	3.816	0.045	1096.679	4.928	0.053
5.747	923.424	3.749	0.049	1008.175	5.154	0.053
5.798	851.652	3.540	0.056	918.898	5.296	0.053
5.849	781.076	3.239	0.065	831.220	5.345	0.054
5.900	712.328	2.874	0.076	747.441	5.308	0.055
5.951	643.805	2.423	0.093	669.219	5.207	0.057
6.002	573.147	1.884	0.114	597.216	5.074	0.058
6.053	499.780	1.317	0.134	531.279	4.938	0.060
6.104	424.945	0.801	0.154	470.747	4.819	0.061
6.155	346.593	0.398	0.169	414.723	4.724	0.061
6.206	260.542	0.138	0.165	362.345	4.652	0.061
6.257	169.053	0.042	0.144	312.943	4.600	0.060
6.308	81.782	0.089	0.110	266.098	4.548	0.058
6.359	8.633	0.230	0.079	220.918	4.473	0.056

6.410	-49.293	0.403	0.061	175.649	4.363	0.055
6.461	-96.885	0.533	0.052	129.708	4.206	0.055
6.512	-137.221	0.621	0.047	84.387	3.945	0.055
6.563	-171.848	0.729	0.042	40.325	3.510	0.058
6.614	-202.697	0.914	0.039	-4.061	2.911	0.067
6.665	-231.886	1.184	0.037	-52.383	2.285	0.082
6.716	-261.252	1.489	0.036	-107.727	1.765	0.096
6.767	-292.015	1.761	0.037	-168.989	1.373	0.105
6.818	-324.277	1.949	0.038	-227.674	1.064	0.101
6.869	-357.127	2.026	0.040	-267.212	0.818	0.073
6.920	-389.551	1.988	0.042	-282.472	0.600	0.013
6.971	-421.968	1.843	0.046	-284.561	0.525	0.001
7.022	-458.329	1.606	0.057	-289.080	-0.220	0.001
7.073	-507.037	1.312	0.075	-292.965	-2.255	0.000
7.124	-570.925	0.999	0.090	-292.146	-4.944	0.000
7.175	-624.845	0.758	0.061	-282.013	-6.767	0.000
7.275	-649.169	-0.007	0.002	-306.680	-	0.000
					11.340	
7.425	-624.002	-2.555	0.000	-221.677	-	0.000
					18.126	
7.575	-549.421	-6.039	0.000	-97.621	-	0.000
					21.353	
7.725	-477.384	-7.624	0.000	56.300	-	0.000
					19.446	
7.865	-467.714	-6.821	0.000	154.520	-	0.000
					12.757	
7.983	-472.710	-3.729	0.000	128.564	-3.061	0.000
8.077	-543.419	0.910	0.000	-29.738	6.938	0.000
8.152	-610.034	4.361	0.000	-154.823	13.737	0.000
8.214	-647.432	5.485	0.000	-242.147	16.824	0.000
8.271	-671.451	5.226	0.000	-309.090	17.697	0.000

8.329	-686.453	4.405	0.000	-360.226	17.315	0.000
8.386	-694.172	3.410	0.000	-391.361	16.222	0.000
8.469	-701.899	1.702	0.000	-437.174	13.014	0.000
8.596	-701.269	-0.548	0.000	-462.952	6.321	0.000
8.768	-698.925	-2.416	0.000	-475.498	-2.466	0.000
9.000	-696.743	-4.419	0.000	-467.248	-	0.000
					10.895	
9.313	-686.874	-7.525	0.000	-434.526	-	0.000
					17.146	
9.673	-630.516	-	0.000	-324.135	-	0.000
		11.225			19.841	
9.986	-479.965	-	0.000	-65.907	-	0.000
		12.659			16.978	
10.218	-371.950	-9.440	0.000	130.912	-8.090	0.000
10.389	-445.988	-2.095	0.000	-29.629	2.569	0.000
10.517	-599.537	4.608	0.000	-337.444	8.658	0.000
10.599	-652.017	6.990	0.000	-444.679	9.795	0.000
10.657	-677.257	7.073	0.000	-492.441	9.513	0.000
10.714	-693.733	6.804	0.000	-517.745	9.192	0.000
10.771	-703.936	6.263	0.000	-531.157	8.866	0.000
10.846	-713.439	5.227	0.000	-540.263	8.495	0.000
10.949	-719.114	3.927	0.000	-545.715	8.142	0.000
11.077	-721.871	3.079	0.000	-549.358	7.995	0.000
11.238	-722.417	2.724	0.000	-550.187	8.071	0.000
11.439	-721.300	2.604	0.000	-548.026	8.143	0.000
11.690	-721.380	2.410	0.000	-546.578	7.809	0.000
11.920	-723.065	2.192	0.000	-545.531	7.311	0.000
12.187	-726.101	2.216	0.000	-549.394	6.895	0.000
12.542	-728.994	2.535	0.000	-552.210	6.601	0.000
12.896	-730.908	2.960	0.000	-554.958	6.501	0.000
13.251	-731.989	3.274	0.000	-557.463	6.357	0.000

13.605	-732.485	3.417	0.000	-559.884	6.041	0.000
13.960	-732.815	3.432	0.000	-562.170	5.575	0.000
14.314	-733.420	3.343	0.000	-564.135	5.121	0.000
14.669	-734.106	3.165	0.000	-565.722	4.841	0.000
15.023	-734.850	2.904	0.000	-566.968	4.798	0.000
15.378	-735.663	2.577	0.000	-567.883	4.945	0.000
15.732	-736.478	2.225	0.000	-568.622	5.164	0.000
16.087	-737.212	1.904	0.000	-569.376	5.343	0.000
16.441	-737.844	1.651	0.000	-570.222	5.424	0.000
16.796	-738.447	1.484	0.000	-571.164	5.396	0.000
17.150	-739.134	1.405	0.000	-572.151	5.271	0.000
17.505	-739.951	1.420	0.000	-573.156	5.080	0.000
17.859	-740.818	1.536	0.000	-574.178	4.858	0.000
18.214	-741.583	1.735	0.000	-575.207	4.635	0.000
18.568	-742.160	1.972	0.000	-576.209	4.439	0.000
18.923	-742.720	2.190	0.000	-577.091	4.293	0.000
19.298	-742.804	2.429	0.000	-577.982	4.205	0.000
19.535	-742.803	2.401	0.000	-578.325	3.930	0.000
19.655	-743.100	2.678	0.000	-579.364	3.903	0.000
19.892	-743.158	2.652	0.000	-579.078	4.129	0.000
20.051	-744.060	2.852	0.000	-578.591	4.347	0.000
20.110	-744.029	2.851	0.000	-578.858	4.142	0.000
20.222	-743.991	2.857	0.000	-579.117	3.941	0.000
20.288	-743.946	2.870	0.000	-579.364	3.747	0.000
20.340	-743.858	2.950	0.000	-579.619	4.257	0.000
20.428	-743.835	2.941	0.000	-579.840	4.086	0.000
20.517	-743.806	2.940	0.000	-580.048	3.920	0.000
20.563	-744.029	3.074	0.000	-579.875	4.428	0.000
20.614	-744.016	3.055	0.000	-580.060	4.281	0.000
20.700	-743.990	3.043	0.000	-580.237	4.137	0.000

20.778	-743.954	3.035	0.000	-580.404	3.995	0.000
20.817	-744.032	3.174	0.000	-579.528	4.523	0.000
20.859	-744.027	3.148	0.000	-579.669	4.396	0.000
20.932	-744.010	3.131	0.000	-579.805	4.270	0.000
21.001	-743.981	3.116	0.000	-579.932	4.146	0.000
21.052	-743.938	3.106	0.000	-580.048	4.024	0.000
21.314	-744.921	3.152	0.000	-582.523	4.316	0.000
21.805	-745.317	3.133	0.000	-583.061	4.323	0.000
22.300	-745.760	3.108	0.000	-583.976	4.350	0.000
22.799	-746.256	3.079	0.000	-584.844	4.382	0.000
23.303	-746.768	3.045	0.000	-585.647	4.402	0.000
23.811	-747.277	3.007	0.000	-586.473	4.391	0.000
24.325	-747.771	2.967	0.000	-587.379	4.325	0.000
24.845	-748.261	2.917	0.000	-588.413	4.182	0.000
25.370	-748.767	2.844	0.000	-589.578	3.937	0.000
25.902	-749.294	2.727	0.000	-590.890	3.566	0.000
26.440	-749.754	2.567	0.000	-592.272	3.054	0.000
26.986	-750.058	2.378	0.000	-593.766	2.378	0.000
27.515	-750.303	2.138	0.000	-595.009	1.609	0.000
28.024	-750.503	1.780	0.000	-596.063	0.831	0.000
28.534	-750.521	1.290	0.000	-596.426	0.184	0.000
29.043	-750.509	0.719	0.000	-596.558	-0.296	0.000
29.552	-750.441	0.171	0.000	-596.560	-0.618	0.000
30.061	-750.318	-0.223	0.000	-596.453	-0.770	0.000
30.571	-750.242	-0.424	0.000	-596.223	-0.799	0.000
30.913	-750.229	-0.473	0.000	-595.918	-0.752	0.000

BIODATA PENULIS



Penulis yang bernama lengkap Ahmad Tarmizi dilahirkan di Bandung, 7 Maret 1995. Memiliki seorang kakak bernama Yulia Nadhirah dan seorang adik bernama Khairul Azis. Penulis memiliki kedua orang tua yang sangat penyayang bernama Bapak Muhammad Nadjmuddin dan Ibu Erma Lina. Riwayat pendidikan penulis bermula dari SDN Palembang. Kemudian dilanjutkan dengan bersekolah di SMPN 17 Palembang. Setelah itu menuju jenjang selanjutnya dengan masuk SMAN 17 Palembang. Selanjutnya barulah penulis melanjutkan pendidikannya di Teknik Mesin ITS sebagai mahasiswa tahun 2013.

Selama masa perkuliahan, penulis tidak hanya mengikuti serangkaian pendidikan formal di kelas, namun juga berusaha untuk mengembangkan softskill dan juga hardskill yang dimiliki. Pada tahun pertama dan kedua perkuliahan, penulis aktif sebagai anggota ITS Robotic Team, serta mengikuti beberapa perlombaan baik tingkat nasional maupun tingkat internasional. Pada tahun kedua penulis juga menjadi staff DIMENSI. Penulis juga pernah menjadi asisten dosen matakuliah Perpindahan Panas dan Analisa Numerik. Selain itu, penulis juga mempunyai pengalaman sebagai asisten dan koordinator praktikum Perpindahan Panas.

Motto hidup penulis adalah “There is no way to happiness, happiness is the way”. Dengan diterbitkannya buku Tugas Akhir ini, penulis berharap akan menambah ilmu pengetahuan dan dapat diteruskan dan disempurnakan oleh mahasiswa-mahasiswa selanjutnya.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”